

**Министерство науки и высшего образования Российской Федерации**  
федеральное государственное автономное образовательное учреждение  
высшего образования  
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ  
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

---

Школа Инженерная школа природных ресурсов

Направление подготовки (специальность) 18.04.01 Химическая технология (Химическая технология топлива и газа)

Отделение школы (НОЦ) Отделение химической инженерии

**МАГИСТЕРСКАЯ ДИССЕРТАЦИЯ**

Тема работы	
<b>Математическое моделирование процесса каталитического риформинга</b>	

УДК 665.644:519.876

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ92	Давыденко Марина Анатольевна		

Руководитель

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Чузлов Вячеслав Алексеевич	К.Т.Н		

**КОНСУЛЬТАНТЫ:**

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОСГН ШБИП	Рыжакина Татьяна Гавриловна	К.Э.Н.		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ООД ШБИП	Пашков Евгений Николаевич	К.Т.Н.		

**ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:**

Руководитель ООП 18.04.01 Химическая технология	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор ОХИ ИШПР	Ивашкина Елена Николаевна	Д.Т.Н		

**Запланированные результаты обучения по образовательной программе**  
**«Химическая технология топлива и газа»**  
**(направление подготовки 18.04.01 «Химическая технология»)**

<b>Код компетенции СУОС</b>	<b>Наименование компетенции СУОС (самостоятельно устанавливаемого образовательного стандарта)</b>
<b>Общекультурные (универсальные) компетенции</b>	
УК(У)-1	Способность осуществлять критический анализ проблемных ситуаций на основе системного подхода, вырабатывать стратегию действия
УК(У)-2	Способность управлять проектом на всех этапах его жизненного цикла
УК(У)-3	Способность организовывать и руководить работой команды, вырабатывая командную стратегию для достижения поставленной цели
УК(У)-4	Способность применять современные коммуникативные технологии, в том числе на иностранном(ых) языке(ах), для академического и профессионального взаимодействия
УК(У)-5	Способность анализировать и учитывать разнообразие культур в процессе межкультурного взаимодействия
УК(У)-6	Способность определять и реализовывать приоритеты собственной деятельности и способы ее совершенствования на основе самооценки
<b>Общепрофессиональные компетенции</b>	
ОПК(У)-1	Готовность к коммуникации в устной и письменной формах на русском и иностранном языках для решения задач профессиональной деятельности
ОПК(У)-2	Готовность руководить коллективом в сфере своей профессиональной деятельности, толерантно воспринимая социальные, этнические, конфессиональные и культурные различия
ОПК(У)-3	Способность к профессиональной эксплуатации современного оборудования и приборов в соответствии с направлением и профилем подготовки
ОПК(У)-4	Готовность к использованию методов математического моделирования материалов и технологических процессов, к теоретическому анализу и экспериментальной проверке теоретических гипотез
ОПК(У)-5	Готовность к защите объектов интеллектуальной собственности и коммерциализации прав на объекты интеллектуальной собственности
<b>Профессиональные компетенции</b>	
ПК(У)-1	Способность организовывать самостоятельную и коллективную научно-исследовательскую работу, разрабатывать планы и программы проведения научных исследований и технических разработок, разрабатывать задания для исполнителей

ПК(У)-2	Готовность к поиску, обработке, анализу и систематизации научно-технической информации по теме исследования, выбору методик и средств решения задачи
ПК(У)-3	Способность использовать современные приборы и методики, организовывать проведение экспериментов и испытаний, проводить их обработку и анализировать их результаты
<b>Дополнительные профессиональные компетенции (профессиональные компетенции, установленные университетом)</b>	
ДПК(У)-1	Готовность к решению профессиональных производственных задач – контролю технологического процесса, разработке параметров проведения технологического процесса, разработке технологических расходных коэффициентов сырья и материалов, энергоресурсов, к выбору основного и вспомогательного оборудования
ДПК(У)-2	Способность использовать математические модели и пакеты прикладных программ для описания и прогнозирования различных явлений
ДПК(У)-3	Способность проводить технологические и технические расчеты по проектам, технико-экономический анализ проекта
ДПК(У)-4	Способность разрабатывать учебно-методической документации для реализации образовательных программ

**Министерство науки и высшего образования Российской Федерации**  
федеральное государственное автономное образовательное учреждение  
высшего образования  
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ  
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

Школа Инженерная школа природных ресурсов

Направление подготовки (специальность) 18.04.01 Химическая технология (Химическая технология топлива и газа)

Отделение школы (НОЦ) Отделение химической инженерии

УТВЕРЖДАЮ:

Руководитель ООП

\_\_\_\_\_Ивашкина Е.Н.  
(Подпись) (Дата) (Ф.И.О.)

**ЗАДАНИЕ**

**на выполнение выпускной квалификационной работы**

В форме:

<b>Магистерской диссертации</b>
(бакалаврской работы, дипломного проекта/работы, магистерской диссертации)

Студенту:

<b>Группа</b>	<b>ФИО</b>
<b>2ДМ92</b>	<b>Давыденко Марине Анатольевне</b>

Тема работы:

<b>Математическое моделирование процесса каталитического риформинга</b>	
Утверждена приказом директора (дата, номер)	02.02.2021 № 33-24/с

Срок сдачи студентом выполненной работы:	09.06.2021
--	------------

**ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:**

<b>Исходные данные к работе</b> <i>(наименование объекта исследования или проектирования; производительность или нагрузка; режим работы (непрерывный, периодический, циклический и т.д.); вид сырья или материал изделия; требования к продукту, изделию или процессу; особые требования к особенностям функционирования (эксплуатации) объекта или изделия в плане безопасности эксплуатации, влияния на окружающую среду, энергозатратам; экономический анализ и т.д.).</i>	Объект исследования – установка каталитического риформинга ЛК-6У ТОО «ПНХЗ», г. Павлодар. Установка предназначена для получения высокооктанового компонента автомобильных бензинов и технического водорода
<b>Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов</b> <i>(аналитический обзор по литературным источникам с целью выяснения достижений мировой науки техники в рассматриваемой области; постановка задачи исследования, проектирования, конструирования; содержание процедуры исследования, проектирования, конструирования; обсуждение результатов выполненной работы; наименование дополнительных разделов, подлежащих разработке; заключение по работе).</i>	Введение: актуальность работы, практическая значимость. 1. Теоретические сведения 1.1 Химические превращения, протекающие в процессе риформинга 1.2 Термодинамика процесса 1.3 Катализаторы процесса 1.4 Регенерация катализатора 1.5 Влияние основных параметров на процесс каталитического риформинга 1.6 Конфигурация реакторов процесса риформинга

	1.7 Классификация технологий каталитического риформинга 1.8 Модели процесса каталитического риформинга 1.9 Методы снижения бензола в катализате риформинга 2. Объект и методы исследования 3. Исследовательская часть 3.1 Подбор кинетических параметров 3.2 Исследование технологии предфракционирования сырья риформинга 3.3 Исследование технологии постфракционирования по схеме № 1 3.4 Исследование технологии постфракционирования по схеме № 2 3.5 Анализ вовлечения риформата постфракционирования в производство автомобильных бензинов 3.6 Обсуждение результатов 4. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение 5. Социальная ответственность Заключение Список использованных источников
<b>Перечень графического материала</b> (с точным указанием обязательных чертежей)	
<b>Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы</b> (с указанием разделов)	
<b>Раздел</b>	<b>Консультант</b>
Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	Рыжакина Татьяна Гавриловна, к.э.н., доцент ОСГН ШБИП
Социальная ответственность	Пашков Евгений Николаевич, к.т.н., доцент ООД ШБИП

<b>Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику</b>	01.02.2021
---	------------

**Задание выдал руководитель:**

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Чузлов Вячеслав Алексеевич	к.т.н.		

**Задание принял к исполнению студент:**

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ92	Давыденко Марина Анатольевна		

# ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСОЭФФЕКТИВНОСТЬ И РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ»

Студенту:

Группа	ФИО
2ДМ92	Давыденко Марине Анатольевне

Школа	ИШПР	Отделение школы (НОЦ)	Отделение химической инженерии
Уровень образования	Магистратура	Направление/специальность	Химическая технология топлива и газа

## Исходные данные к разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»:

1. Стоимость ресурсов научного исследования (НИИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих	Работа с информацией, представленной в российских и иностранных научных публикациях, аналитических материалах, статических бюллетенях и изданиях, нормативно-правовых документах.
2. Нормы и нормативы расходования ресурсов	
3. Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования	

## Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. Оценка коммерческого потенциала, перспективности и альтернатив разработки проекта с позиции	Проведение предпроектного анализа. Определение целевого рынка и проведение его сегментирования. Выполнение SWOT-анализа проекта
2. ресурсоэффективности и ресурсосбережения	
3. Планирование и формирование бюджета разработки	Определение целей и ожиданий, требований проекта. Определение бюджета научного исследования
4. Определение ресурсной, финансовой, экономической эффективности разработки	Проведение оценки экономической эффективности, ресурсоэффективности и сравнительной эффективности различных вариантов исполнения

## Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):

1. Оценка конкурентоспособности технических решений
2. Матрица SWOT
3. График проведения и бюджет НИИ
4. Оценка ресурсной, финансовой и экономической эффективности НИИ

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	31.01.2021
--	------------

## Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОСГН ШБИП	Рыжакина Татьяна Гавриловна	Кандидат экономических наук		31.01.2021

## Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ92	Давыденко Марина Анатольевна		31.01.2021

## ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»

Студенту:

Группа	ФИО
2ДМ92	Давыденко Марине Анатольевне

Школа	Инженерная школа природных ресурсов	Отделение (НОЦ)	Отделение химической инженерии
Уровень образования	Магистратура	Направление/специальность	18.04.01 «Химическая технология»

Тема ВКР:

<b>Математическое моделирование процесса каталитического риформинга</b>	
<b>Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:</b>	
1. Характеристика объекта исследования (вещество, материал, прибор, алгоритм, методика, рабочая зона) и области его применения	<p>Объект исследования: установка каталитического риформинга.</p> <p>Область применения: нефтеперерабатывающая промышленность.</p>
<b>Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:</b>	
<p><b>1. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>– специальные (характерные при эксплуатации объекта исследования, проектируемой рабочей зоны) правовые нормы трудового законодательства;</li> <li>– организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>– Трудовой кодекс Российской Федерации от 30.12.2001 N 197-ФЗ (ред. от 27.12.2018)</li> <li>– ГОСТ 12.2.049-80 ССБТ. Оборудование производственное. Общие эргономические требования.</li> <li>– ГОСТ Р ИСО 14738-2007. Безопасность машин. Антропометрические требования при проектировании рабочих мест машин.</li> <li>– ГОСТ Р ИСО 6385-2016. Эргономика. Применение эргономических принципов при проектировании производственных систем.</li> <li>– ГОСТ Р ИСО 9355-1-2009. Эргономические требования к проектированию дисплеев и механизмов управления. Часть 1. Взаимодействие с человеком</li> <li>– СанПиН 1.2.3685-21 Гигиенические нормативы и требования к обеспечению безопасности и (или) безвредности для человека факторов среды обитания</li> </ul>
<p><b>2. Производственная безопасность:</b></p> <p>2.1. Анализ выявленных вредных и опасных факторов</p> <p>2.2. Обоснование мероприятий по снижению воздействия</p>	<p>Вредные факторы:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>– повышенный уровень шума;</li> <li>– недостаток естественного освещения рабочей зоны;</li> <li>– загазованность территории.</li> </ul> <p>Опасные факторы:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>– взаимодействие с токсическими или ядовитыми веществами;</li> <li>– повышенное значение напряжения в электрической цепи, замыкание которой может произойти через тело человека;</li> <li>– чрезмерно высокая температура; материальных объектов производственной среды.</li> </ul>

<b>3. Экологическая безопасность:</b>	<p>Загрязнители атмосферы в процессе риформинга:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>– сернистый ангидрид;</li> <li>– азота двуокись;</li> <li>– углерода окись;</li> <li>– углеводороды предельные <math>C_1 - C_5</math>;</li> <li>– ксилол;</li> </ul> <p>Загрязнители гидросферы:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>– вода после пропарки и промывки аппаратов;</li> <li>– утечки нефтепродуктов от насосного оборудования и технологических аппаратов.</li> </ul> <p>Загрязнители литосферы:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>– отработанные катализаторы риформинга;</li> <li>– продукты очистки аппаратов;</li> <li>– отработанные резинотехнические изделия;</li> <li>– адсорбенты-цеолиты.</li> </ul>
<b>4. Безопасность в чрезвычайных ситуациях:</b>	<p>Возможные ЧС:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>– взрыв парогазового облака, образованного при разгерметизации оборудования;</li> <li>– пожар в форме огненного шара при мгновенном разрушении технологического аппарата, содержащего углеводороды в перегретом состоянии;</li> <li>– пожар пролива при разгерметизации аппарата, содержащего жидкие углеводородные фракции.</li> </ul> <p>Наиболее типичная ЧС:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>– разлив нефтепродуктов с загазованностью и последующим взрывом.</li> </ul>

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику

**Задание выдал консультант:**

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ООД ШБИП	Пашков Евгений Николаевич	К.Т.Н.		

**Задание принял к исполнению студент:**

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ92	Давыденко Марина Анатольевна		



Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
 федеральное государственное автономное  
 образовательное учреждение высшего образования  
 «Национальный исследовательский Томский политехнический университет» (ТПУ)

Школа – Инженерная школа природных ресурсов  
 Направление подготовки – 18.04.01 «Химическая технология»  
 Уровень образования – магистратура  
 Отделение школы (НОЦ) – Отделение химической инженерии  
 Период выполнения – весенний семестр 2020/2021 учебного года

Форма представления работы

<b>Магистерская диссертация</b>
(бакалаврская работа, дипломный проект/работа, магистерская диссертация)

**КАЛЕНДАРНЫЙ РЕЙТИНГ-ПЛАН**  
**выполнения выпускной квалификационной работы**

Срок сдачи студентом выполненной работы:	26.05.2021
--	------------

Дата контроля	Название раздела (модуля) / вид работы (исследования)	Максимальный балл раздела
22.03.2021 г.	Разработка раздела «Введение».	10
05.04.2021 г.	Разработка раздела «Теоретические сведения», анализ собранной информации.	10
19.04.2021 г.	Разработка раздела «Практическая часть». Описание объекта исследования. Разработка математической модели процесса риформинга, исследование эффективности различных технологий снижения бензола в риформате, анализ вовлечения улучшенного риформата в производство автомобильных бензинов.	20
24.05.2021 г.	Разработка разделов: «Социальная ответственность», «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение», раздел на английском языке.	10
02.06.2021 г.	Оформление ВКР	10
09.06.2021 г.	Представление ВКР	40

**Составил преподаватель**

Группа	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Чузлов Вячеслав Алексеевич	к.т.н.		

**Задание принял к исполнению студент:**

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ92	Давыденко Марина Анатольевна		

**СОГЛАСОВАНО:**

Руководитель ООП	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
профессор ОХИ ИШПР	Ивашкина Елена Николаевна	д.т.н.		

## Реферат

Магистерская диссертация содержит 151 страницу, 20 рисунков, 68 таблиц, 79 источников.

Ключевые слова: риформинг, катализатор, моделирование, оптимизация, математическая модель, предфракционирование, постфракционирование, бензол.

Объектом исследования данной работы является промышленная установка каталитического риформинга.

Цель работы – определение кинетических закономерностей процесса риформинга, исследование технологий понижения бензола в риформате.

В процессе исследования были получены кинетические закономерности, с помощью которых были получены составы риформата, исследованы технологии предварительного фракционирования сырья риформинга и постфракционирования катализата, а также проведен анализ вовлечения риформата с улучшенными экологическими характеристиками в производство автомобильных бензинов разных марок.

Область применения: нефтехимическая промышленность.

Экономическая эффективность – проведение без значительных материальных затрат вычислительных экспериментов для каталитического риформинга.

## Оглавление

Введение.....	14
1. Теоретические сведения .....	16
1.1 Химические превращения, протекающие в процессе риформинга .....	18
1.2 Термодинамика процесса .....	22
1.3 Катализаторы процесса .....	23
1.3.1 Монометаллические катализаторы .....	25
1.3.2 Биметаллические катализаторы.....	25
1.3.3 Полиметаллические катализаторы .....	27
1.4 Регенерация катализатора .....	28
1.5 Влияние основных параметров на процесс каталитического риформинга .....	30
1.6 Конфигурация реакторов процесса риформинга .....	32
1.7 Классификация технологий каталитического риформинга.....	35
1.7.1 Полурегенеративный (SRCRP) каталитический риформинг .....	36
1.7.2 Циклический (CRCRP) каталитический риформинг.....	37
1.7.3 Непрерывный регенеративный (CCRRP) процесс риформинга .....	38
1.8 Модели процесса каталитического риформинга .....	41
1.9 Методы снижения бензола в катализате риформинга.....	46
2. Объект и методы исследования .....	48
3. Исследовательская часть .....	51
3.1 Подбор кинетических параметров.....	51
3.2 Исследование технологии предфракционирования сырья риформинга ...	54
3.2.1 Разработка модели в среде UniSim Desing .....	54
3.2.2 Анализ эффективности технологии предфракционирования сырья риформинга.....	56
3.2.3 Прогноз работы катализатора.....	59
3.3 Исследование технологии постфракционирования по схеме № 1 .....	63
3.3.1 Разработка модели .....	63

3.3.2 Исследование эффективности технологической схемы № 1.....	66
3.4 Исследование технологии постфракционирования по схеме № 2.....	68
3.4.1 Разработка модели .....	68
3.4.2 Исследование эффективности технологической схемы № 2.....	70
3.5 Анализ вовлечения риформата постфракционирования в производство автомобильных бензинов .....	72
3.5.1 Анализ рецептур АИ-92.....	73
3.5.2 Анализ рецептур АИ-95.....	78
3.6 Обсуждение результатов .....	82
4. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение .....	85
4.1 Предпроектный анализ .....	86
4.1.1 Потенциальные потребители результатов исследования .....	86
4.1.2 Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения.....	86
4.1.3 SWOT – анализ .....	87
4.1.4 Оценка готовности проекта к коммерциализации.....	91
4.2 Инициация проекта .....	93
4.3 Планирование управления научно-техническим проектом.....	95
4.3.1 Иерархическая структура работ проекта .....	95
4.3.2 План проекта.....	96
4.4 Бюджет научно-технического исследования (НТИ) .....	98
4.4.1 Сырье, материалы, покупные изделия и полуфабрикаты.....	98
4.4.2 Специальное оборудование для научных работ. ....	99
4.4.3 Основная заработная плата исполнителей темы .....	99
4.4.4 Дополнительная заработная плата исполнителей темы.....	101
4.3.5 Отчисления на социальные нужды .....	101
4.4.6 Оплата работ, выполняемых сторонними организациями и предприятиями. ....	102
4.4.7 Накладные расходы.....	102
4.4.8 Затраты научно-исследовательской работы.....	102
4.5 Организационная структура проекта .....	104

4.6 План управления коммуникациями проекта.....	104
4.7 Реестр рисков проекта .....	105
4.8 Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования.....	105
4.8.1 Оценка абсолютной эффективности исследования.....	105
4.8.2 Оценка сравнительной эффективности исследования .....	110
5 Социальная ответственность .....	114
5.1 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности .....	115
5.2 Производственная безопасность .....	117
5.2.1 Анализ опасных и вредных производственных факторов.....	118
5.2.2 Обоснование мероприятий по снижению уровней воздействия опасных и вредных факторов на исследователя (работающего) .....	122
5.3 Экологическая безопасность.....	124
5.4 Безопасность в чрезвычайных ситуациях.....	127
Заключение .....	129
Список использованных источников .....	132
Приложение А .....	140

## Введение

Процесс каталитического риформинга остается ведущим в получении высокооктановых компонентов моторных топлив. Если принять во внимание технологический уровень процесса каталитического риформинга, его экономическую и техническую производительность, то можно сказать, что именно этот процесс определяет общую эффективность нефтеперерабатывающих заводов.

Высокое октановое число риформата обеспечивается за счет значительного содержания в нем ароматических углеводородов, в частности бензола. В современных условиях производство такого риформата является проблемой из-за постоянной тенденции к ужесточению экологических требований относительно качества моторных топлив.

В связи с этим мировые нефтеперерабатывающие заводы пытаются отыскать оптимальный вариант технологии для снижения содержания бензола в составе риформата без больших потерь качества продукта. Кроме того, для производства экологичного топлива требуется значительная модернизация и оптимизация устаревших производств.

Задачи оптимизации действующих производств по выпуску высокооктановых продуктов, удовлетворяющих нормам, а также разработки новых технологий риформинга являются актуальными в настоящее время как в России, так и за рубежом. И для решения широкого спектра задач активно применяется метод математического моделирования.

Создание математических моделей помогает во внедрении на производство новых вариантов технологий. Математическое моделирование также позволяет выбрать оптимальные технологические решения, максимально эффективно использующие имеющиеся ресурсы.

Актуальность данной работы заключается в улучшении экологических свойств риформата с целью производства автомобильных бензинов, отвечающих современным требованиям качества.

Практическая значимость данной работы заключается в следующем: используя полученные модели возможно оптимизировать производство риформата с улучшенными экологическими характеристиками, проводить прогнозные расчеты по работе катализатора процесса, а также выбирать оптимальные технологии с учетом специфики каждого конкретного производства.

Целью работы является установление кинетических закономерностей промышленного процесса риформинга, а также исследование различных технологий понижения содержания бензола в риформате.

В процессе были решены следующие задачи:

- определены кинетические закономерности для промышленной установки риформинга;
- исследована технология предварительного фракционирования сырья;
- исследованы технологии постфракционирования сырья;
- проведен анализ вовлечения риформата с улучшенными экологическими характеристиками в производство автомобильных бензинов разных марок.

## 1. Теоретические сведения

Каталитический риформинг является важным процессом на нефтеперерабатывающих заводах, которые производят бензин с высоким октановым числом. Риформинг – это переработка низкооктановых лигроиновых и бензиновых фракций для получения не только высокооктановых компонентов моторных топлив, но и ценного сырья для нефтехимии – ароматических углеводородов: бензола, толуола, ксилола. Кроме того, риформинг обеспечивает нефтеперерабатывающие заводы большим объемом водородсодержащего газа, используемого для процессов гидрооблагораживания сырья.

Основные цели риформинга следующие:

- повышение октанового числа бензинов с целью получения неэтилированного высокооктанового бензина;
- получение ароматических углеводородов;
- получение водородсодержащего газа (ВСГ) для других процессов на НПЗ.

Октановые числа прямогонных бензиновых фракций (н.к. – 200 °С) варьируются в пределах 45 – 55 пунктов. Такие низкие октановые числа обусловлены высоким содержанием в бензинах парафиновых и нафтеновых углеводородов. Октановое же число риформата, получаемого на промышленных установках с использованием современных высокоэффективных катализаторов, может достигать порядка 98 – 100 пунктов. В таблице 1 приведены составы нефти до и после риформинга.

Таблица 1 – Изменение состава нефти в процессе риформинга [1]

Группа углеводородов	Сырьё, % об.	Продукт, % об.
Парафины	50	35
Нафтены	40	10
Ароматические углеводороды	10	55



Для процесса риформинга используются разные виды топлива: помимо прямогонных бензинов в качестве сырья выступают также бензины вторичных процессов переработки, например, коксования или термического крекинга .

Как правило, для каталитического риформинга сырьем являются бензиновые фракции с началом кипения в пределах 60 – 63 °С, более легкие фракции не используются, так как в них не содержатся группы углеводородов  $C_6$  и выше, а также они могут вызывать излишнее газообразование [1-2]. Как правило на риформинг направляются фракции с пределами выкипания 85 – 180 °С [3]. Повышать конец кипения не рекомендуется, так как это способствует большему коксообразованию. В то же время повышение начала кипения увеличивает выход бензина вследствие большего содержания тяжелых нафтеновых и парафиновых углеводородов, которые легче подвергаются ароматизации. Однако фракции с началом кипения 105 или 140 °С используются, когда легкие фракции (62 – 105 °С, 105 – 140 °С) направляют на получение индивидуальных ароматических углеводородов [1].

Большое значение имеет углеводородный состав исходного бензина. Бензиновые фракции разделяют на бедные и богатые по содержанию в них ароматических и нафтеновых углеводородов. Если в сырье преобладают группы нафтеновых и ароматических углеводородов, то процесс характеризуется большей селективностью, то есть увеличивается выход катализата и, соответственно, уменьшается выход продукта побочных реакций гидрокрекинга – углеводородного газа [4]. Рисунок 1 показывает влияние состава сырья на относительную глубину превращения его компонентов при одинаковых условиях процесса риформинга.

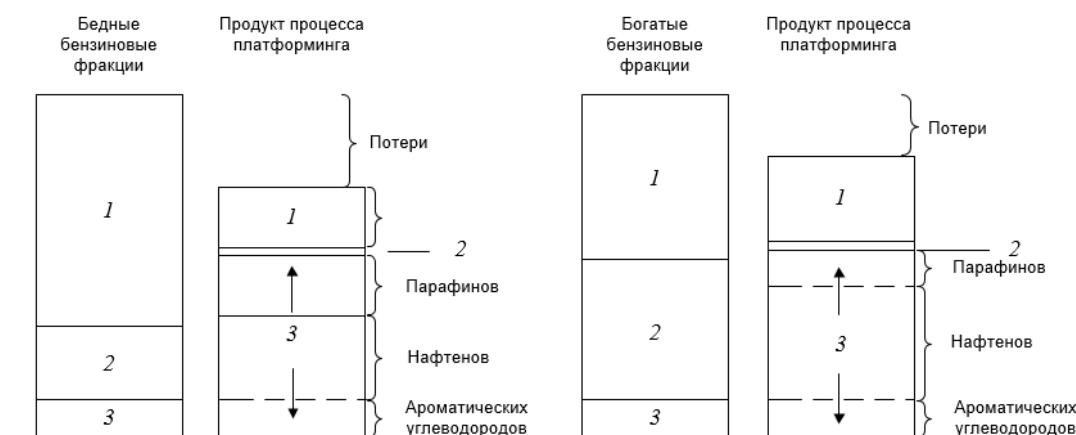


Рисунок 1 – Типичная глубина превращения компонентов бедных и богатых бензиновых фракций [4]:

1 – парафины; 2 – нафтенны; 3 – ароматические углеводороды

Каталитический риформинг позволяет получать ценное сырье нефтехимии – индивидуальные ароматические углеводороды, такие как бензол, толуол, этилбензол и изомеры ксилола, причем в таком случае сырьем процесса будут являться более узкие фракции: для получения бензола – бензиновые фракции 62 – 85 °С, толуола – фракции 85 – 105 °С, ксилолов – фракции 105 – 140 °С [5]. Для предотвращения дезактивации катализатора в сырье ограничивается содержание серы (не более  $0,00005 \div 0,0010$  % в зависимости от типа катализатора) и азота (не более 0,0001%).

### 1.1 Химические превращения, протекающие в процессе риформинга

В процессе каталитического риформинга протекают каталитические реакции для преобразования, главным образом, низкооктановых прямогонных бензинов в высокооктановые компоненты товарных бензинов. Все реакции процесса риформинга можно разбить на четыре категории: дегидроциклизация, дегидрирование, изомеризация, крекинг. Реакции протекают на поверхности катализаторов, которые содержат активные центры двух типов – кислотные и металлические [6]. Скорость реакций зависит от следующих факторов: качества сырья, технологических параметров, типа катализаторов и т.д. Реакции могут

быть как последовательные, так и параллельные. Общая схема реакций представлена на рисунке 2.

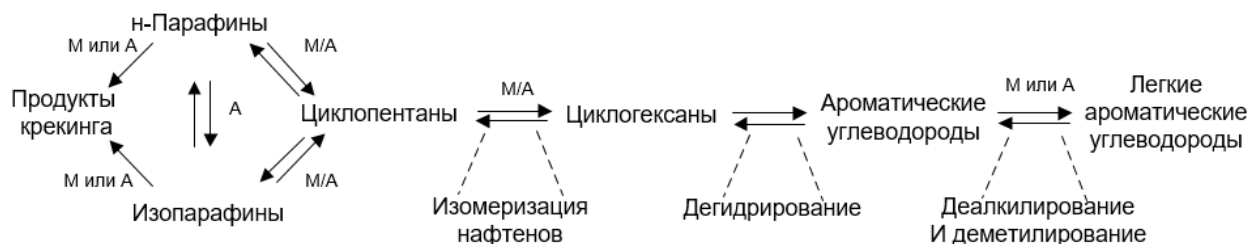
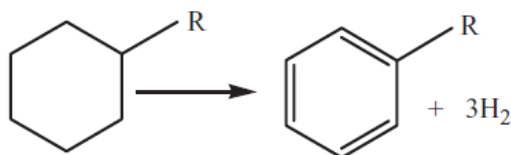
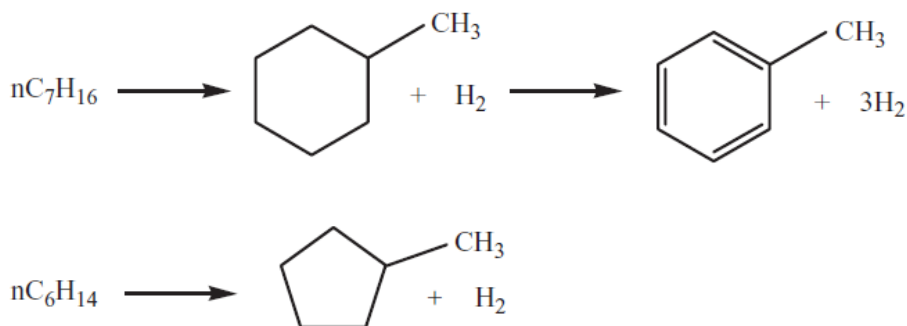


Рисунок 2 – Обобщенная схема реакций процесса [4]: А – кислотные центры, М – металлические центры

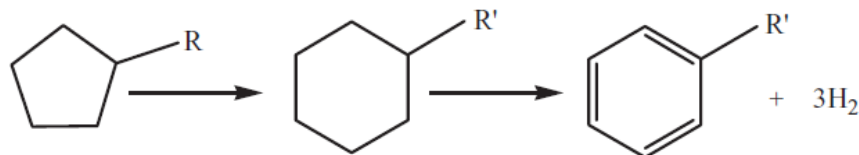
1. *Дегидрирование шестичленных нафенов до ароматических соединений.* Циклогексаны дегидрируются с образованием ароматических соединений, тогда как циклопентаны сначала подвергаются изомеризации с образованием циклогексанов, которые затем дегидрируются до ароматических соединений [5]. Дегидрирование нафенов в ароматические соединения, вероятно, является наиболее важной реакцией каталитического риформинга.



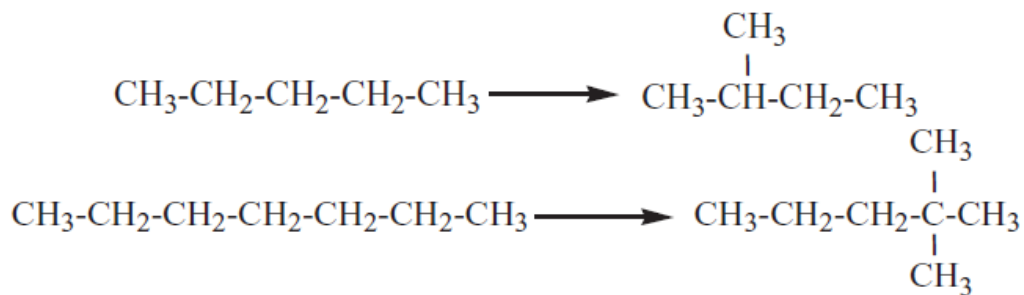
2. *Дегидроциклизация парафинов.* Парафины подвергаются дегидроциклизации с образованием циклопарафинов. Реакция дегидроциклизации включает стадии дегидрирования и ароматизации.



3. *Дегидроизомеризация алкилциклопентанов.* Алкилциклопентаны, подвергаются дегидроизомеризации, чтобы получить алкилциклогексановое промежуточное соединение перед дегидрированием до ароматических соединений.



4. *Изомеризация парафинов.* Парафины изомеризуются с образованием молекул с разветвленным строением, то есть изопарафинов. Реакции изомеризации характеризуются быстрой скоростью протекания, а также небольшим тепловым эффектом [6].



5. *Гидрокрекинг парафинов.* Парафины подвергаются гидрокрекингу с образованием более мелких молекул. Эта реакция является единственной из всех реакций риформинга, которая потребляет водород и является экзотермической.



Кроме того, в той или иной степени протекают реакции гидродеалкилирования, превращения шестичленных нафтен в парафины, гидрогенолиза и другие.

Реакции дегидрирования, дегидроциклизации, дегидроизомеризации эндотермичны, протекают с отрицательным тепловым эффектом, реакции изомеризации обладают низким тепловым эффектом, близким к нулю. Реакции с выделением тепла – реакции гидрокрекинга, выделяющееся тепло данных реакций частично компенсирует затрату тепла на реакции ароматизации.

В процессе каталитического риформинга необходимо предусматривать подогрев как исходного сырья, так и продуктов частичного превращения, так как суммарно отрицательный тепловой эффект равен 250 – 520 кДж на 1 кг сырья.

В таблице 2 представлены скорости основных реакций риформинга для углеводородов  $C_6$ - $C_7$  относительно скорости реакции дегидроциклизации н-гексана [1].

Таблица 2 – Относительные скорости и тепловые эффекты реакций риформинга [1]

Наименование реакции	Относительная скорость реакции для групп углеводородов		Н, кДж/моль
	$C_6$	$C_7$	
Дегидрирование углеводородов нафтеновой группы	100	120	+221
Дегидроциклизация парафинов нормального строения	1	4	+260
Дегидроциклизация нафтенов	5	3	-43,9
Изомеризация парафинов нормального строения	10	13	-4,6
Изомеризация нафтенов	10	13	-15,6
Гидрокрекинг парафинов	3	4	-56,4

Реакции парафиновых углеводородов  $C_6$  и  $C_7$  протекают с различными скоростями. Углеводороды  $C_7$  легче вступают в реакции дегидроциклизации парафинов и изомеризации по сравнению с группой углеводородов  $C_6$ . В то же время дегидроциклизация нафтенов  $C_6$  идет интенсивнее, чем для группы углеводородов  $C_7$ . Стоит также отметить, что из-за большей скорости гидрокрекинга парафинов  $C_6$  по сравнению с дегидроциклизацией этой группы углеводородов, в реакции ароматизации вступает лишь небольшая часть гексана.

В реакциях ароматизации наименьшей активностью и избирательностью обладают парафины, поэтому сырье, в котором преобладает данная группа углеводородов является наиболее трудно перерабатываемым. Алкилциклопентаны характеризуются большей активностью и

избирательностью по сравнению с парафинами, однако могут давать значительный выход неароматических соединений в процессе риформинга. Наиболее оптимальным сырьем для данного процесса являются алкилциклогексаны, быстро преобразующиеся и дающие высокий выход ароматических углеводородов.

## 1.2 Термодинамика процесса

Наибольшей скоростью в процессе риформинга обладают реакции дегидрирования нафтеновых углеводородов. В отличие от других реакций, контролируемых кинетикой, для реакций дегидрирования характерно достижение термодинамического равновесия. Положительный эффект на термодинамическую осуществимость дегидрирования нафтенос оказывает повышение температуры и понижение давления.

В таблице 3 представлен суммарный термодинамический эффект основных реакций риформинга.

Таблица 3 – Общее термодинамическое сравнение основных реакций каталитического риформинга [7]

	Скорость реакции	Теплота реакции	Термодинамическое равновесие
Дегидрирование нафтеновых	Очень быстрая	Сильно эндотермическая	Достигается
Изомеризация нафтеновых	Быстрая	Слабо экзотермическая	Достигается
Изомеризация парафиновых	Быстрая	Слабо экзотермическая	Достигается
Дегидроциклизация парафиновых	Медленная	Сильно эндотермическая	Не достигается
Дегидрогенизация парафиновых	Очень быстрая	Эндотермическая	Не достигается
Гидрокрекинг	Очень медленная	Экзотермическая	Не достигается

Другие эффекты следующие [7,8-13]:

- Дегидрирование нафтенов и парафинов происходит быстро, и равновесные концентрации устанавливаются в начальных частях слоя катализатора.
- Олефины легко гидрируются, и в равновесии могут существовать только небольшие концентрации.
- Изомеризация парафинов является достаточно быстрой реакцией и, прежде всего, термодинамически контролируемой, что означает, что фактические концентрации близки к равновесию.
- Отложение кокса на катализаторе протекает медленно, однако может ускоряться при снижении парциального давления водорода и повышении температуры процесса.

### 1.3 Катализаторы процесса

Типичными катализаторами, которые используются в каталитическом риформинге, являются монометаллические, биметаллические или триметаллические, такие как платиновые ( $\text{Pt}/\text{Al}_2\text{O}_3$ ), платино-иридиевые ( $\text{Pt-Ir}/\text{Al}_2\text{O}_3$ ) или платино-иридиево-оловянные ( $\text{Pt-Ir-Sn}/\text{Al}_2\text{O}_3$ ) соответственно. Носителем чаще всего выступает  $\gamma$ - $\text{Al}_2\text{O}_3$ , хотя некоторые катализаторы нанесены на  $\eta$ - $\text{Al}_2\text{O}_3$  [9-14,15]. Производительность катализатора с точки зрения его стабильности, селективности и активности может быть улучшена путем модификации его свойств. Наилучшим подходом для достижения высоких выходов и высокого качества риформинга является повышение селективности желаемых реакций за счет баланса между кислотными и металлическими свойствами.

Основные эксплуатационные характеристики катализаторов риформинга следующие [4]:

- Активность — обеспечение необходимой глубины превращения исходного сырья при заданных параметрах; показателем активности

в данном случае служит октановое число продукта или содержание в нем ароматических соединений;

- Селективность – обеспечение максимальных выходов катализата и водорода;
- Стабильность – способность сохранять изначальную селективность и активность во времени.

Наиболее крупными поставщиками катализаторов на мировой рынок являются компании Axens, Criterion Catalyst Co, Exxon Mobil Research & Engineering, UOP, Instituto Mexicano del Petroleo (IMP). Данные компании предоставляют широкий спектр продукции для разных схем ведения процесса риформинга. Поставщики катализаторов риформинга продолжают разрабатывать новые рецептуры катализаторов, предназначенные для решения широкого круга задач.

Многие из этих проблем связаны с экологическими нормами, которые нефтеперерабатывающие заводы соблюдали и будут обязаны соблюдать в течение ближайших нескольких лет.

Состав и основные характеристики современных катализаторов риформинга, используемых на нефтеперерабатывающих заводах России представлены в таблице 4.

Таблица 4 – Основные характеристики катализаторов риформинга [9]

Марка катализатора	Содержание, % (масс.)		Удельная поверхность, м <sup>2</sup> /г	Диаметр зерна, мм	Насыпная плотность, кг/м <sup>3</sup>
	Pt	Re			
RG-682	0,30	0,40	210	1,2	690
PR-9	0,25	0,25	200	1,6	740
R-86	0,25	0,40	180	1,6	720
ТНК – 23 Б	0,25	0,40	250	1,8	650
ПР-71	0,25	0,30	250	1,6	640



### **1.3.1 Монометаллические катализаторы**

В 1950-е годы катализаторы риформинга были, как правило, гетерогенными, монометаллическими и состояли из носителя (обычно хлорированного оксида алюминия) и металла - платины. В монометаллических алюмоплатиновых катализаторах содержание платины составляло примерно 0,3-0,8 % масс, содержание галогена примерно до 1-2 % масс [1,8-10]. Эти катализаторы были способны производить высокооктановые продукты, однако из-за быстрой дезактивации в результате образования кокса, для проведения процесса требовались высокие давления и при этом снижалось октановое число продукта.

### **1.3.2 Биметаллические катализаторы**

В начале 1970-х годов были введены биметаллические катализаторы. Платина и другие металлы (часто рений, олово или иридий) входят в состав большинства промышленных биметаллических катализаторов риформинга.

Платина, входящая в состав катализатора как основной металл, способна увеличивать скорости реакций гидрирования и дегидрирования, а также замедлять процесс дезактивации катализатора. Платина должна быть диспергирована по поверхности оксида алюминия так, чтобы было доступно максимальное количество активных центров. Механизм замедления процесса дезактивации следующий: водород, что адсорбируется на платине, диссоциирует на атомарный, который затем диффундирует на поверхности катализатора к кислотным центрам, вызывая гидрирование коксогенов и десорбцию их с поверхности катализатора [9]. В связи с этим минимальная концентрация платины определяется необходимостью поддержания поверхности катализатора свободной от коксовых отложений. Повышение концентрации платины в катализаторе приводит к увеличению активности и увеличению октанового числа продукта, однако чрезмерное его содержание приводит к усилению роли побочных реакций расщепления циклоалканов и деметелирования.

Наиболее используемые типы биметаллических катализаторов: Pt,Re/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Pt,Ge/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Pt,Ir/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Pt,Sn/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> [15-23]. Каталитические металлы добавляются в пропорции менее 1 % от общей массы катализатора, на поверхность наносится от 0,3 до 0,6 % Pt и от 0,3 до 0,5 % сокатализатора в случае биметаллических катализаторов [11]. Содержание галогенов в составе катализатора составляет от 0,3-0,4 до 2 % от общей массы. Как правило, в качестве промотора выбирают хлор или фтор. Применение хлора имеет некоторые преимущества, например, он в меньшей мере способствует реакциям крекинга и в большей степени стабилизирует высокую дисперсность платины за счет образования комплекса с платиной и оксидом алюминия.

Такие металлы, как рений или иридий используются для увеличения срока службы катализатора [22].

Если же вторым металлом служит олово, катализаторы намного более стабильны и обладают гораздо более высокой селективностью в отношении реакций изомеризации и ароматизации. Катализаторы Pt-Sn производят больше бензола из метилциклопентана, они быстрее дегидрируются и медленнее гидрируются [14]. При данной конверсии биметаллические катализаторы дают гораздо более низкие концентрации продуктов крекинга. Олово изменяет кислотность носителя, что приводит к более высокой селективности к изомеризации и более низкой селективности к крекингу, а также к изменению свойств Pt, что приводит к меньшему самоотравлению.

Катализаторы Pt,Ir/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> проявляют высокую стабильность и активность в реакциях дегидроциклизации парафинов [22].

Катализатор Pt-Re является наиболее стабильным и предпочтительным в полурегенерационных установках, тогда как Pt-Sn обладает самой высокой селективностью при низком давлении и является лучшим выбором для установок непрерывного риформинга [15].

Присутствие второго металла в катализаторе препятствует рекристаллизации платины, то есть увеличению кристаллов платины со временем и уменьшению количества активных центров. Биметаллические

катализаторы имеют высокую термостойкость и повышенную активность диссоциации молекулярного водорода и диффундирования атомарного водорода. В результате образование кокса происходит на большем расстоянии от активных биметаллических центров, что сохраняет высокую активность катализатора даже при большой закоксованности, которая может достигать 20 % масс.

Также наличие сокатализатора позволяет снижать как давление процесса с 3-4 МПа до 2 МПа, так и содержание платины в 1,5 – 1,7 раза, увеличивая при этом выход высокооктанового бензина (ОЧИ – 95) на 6 % [14].

### 1.3.3 Полиметаллические катализаторы

Бифункциональные триметаллические катализаторы относятся к последним поколениям катализаторов риформинга нефти, используемых для повышения октанового числа реформата. В последнее десятилетие эти катализаторы постепенно вытеснили прежние промышленные биметаллические катализаторы из-за их более высокой стабильности, адаптируемости к различным видам сырья и устойчивости к ядам [23-25].

В настоящее время на промышленных установках каталитического риформинга используются современные триметаллические катализаторы запатентованного состава. Известно, что эти катализаторы имеют состав следующего типа:  $Pt-Re-M/Al_2O_3$ . Во многих докладах исследовались характеристики триметаллических систем, таких как  $Pt-Re-Sn$  и  $Pt-Re-Ge/Al_2O_3$  [16].

Например, небольшие количества Ge в триметаллических катализаторах  $Pt-Re-Ge/Al_2O_3$  несколько улучшают их свойства по сравнению с характеристиками стандартных биметаллических катализаторов  $Pt-Re/Al_2O_3$ . Эти улучшения связаны с качеством продукта риформинга и работой реактора [16-20]. Триметаллический катализатор  $Pt-Re-Ge/Al_2O_3$  с содержанием Ge 0,1% обладает высокой активностью в реакциях риформирования н-гептана, а также характеризуется хорошей селективностью к образованию изопарафинов [16].

Соответственно, риформат содержит меньше ароматических углеводородов и больше разветвленных изопарафинов. Таким образом, продукт риформинга лучше соответствует существующим ограничениям по рецептурам автомобильных бензинов. Пониженные скорости коксования и крекинга улучшают как выход катализата, так и стабильность катализатора, который может работать в течение более длительного времени между регенерациями.

Содержание Ge от 0,1 до 0,6% улучшает стабильность и селективность катализатора по отношению к изопарафинам, но приводит к слишком высокому снижению конверсии по сравнению с исходным биметаллическим катализатором Pt – Re [16].

В тоже время, добавление Sn снижает общую кислотность, особенно блокируя некоторые сильные кислотные участки, ответственные за крекинг и коксование, в то время как более мягкие участки, подходящие для изомеризации и циклизации, остаются. Лучший катализатор - это катализатор с 0,1% Sn.

Sn-Pt-Re/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> обладает самой высокой каталитической активностью в отношении дегидрирования циклогексана, устойчив к отравлению серой и имеет одно из самых высоких значений восстановления активности (гидрированием отложений серы, образующихся при отравлении). Данный катализатор является наиболее удобным катализатором для *n*-C<sub>5</sub> изомеризации и для дегидроциклизации *n*-C<sub>8</sub> с точки зрения активности, селективности и стабильности [18]. Также добавление Sn к катализатору Pt-Re снижает отношение бензол/*i*-C<sub>7</sub>, давая продукты с меньшим воздействием на окружающую среду.

## 1.4 Регенерация катализатора

В период работы катализатора его активность снижается вследствие отложения кокса и блокировки активных центров. Для восстановления активности катализатор необходимо периодически подвергать регенерации за счет выжигания кокса.

Сжигание кокса обычно происходит в диапазоне температур 400–500°C, и при начальной концентрации кислорода 1–2 % мол. [26] Содержание кислорода и температура часто повышаются во время сжигания, чтобы гарантировать, что весь кокс сгорел к концу сжигания. Обычно катализатор можно регенерировать три или четыре раза.

Стадия выжига кокса должна тщательно контролироваться. Реакция сжигания кокса до диоксида углерода и воды является экзотермической, поэтому концентрация кислорода должна поддерживаться на низком уровне, чтобы предотвратить сильное повышение температуры [27]. Чрезмерная температура может вызвать спекание платины или, в более крайних случаях, может вызвать изменение структуры оксида алюминия. Вода, образующаяся при сжигании, также способствует спеканию платины. Поэтому необходим постепенный выжиг. Поскольку платина может агломерироваться даже при относительно умеренных экзотермических условиях, ее необходимо подвергаться повторному диспергированию после сжигания углерода.

После выжига кокса катализатор подвергают оксихлорированию. Данный процесс добавляет хлор к катализатору для повышения его кислотности.

Последним этапом процесса регенерации является восстановление металлов на катализаторе и сульфидирование при необходимости [28].

К катализаторам предъявляются определённые требования в зависимости от способа ведения процесса.

Катализаторы, используемые в полурегенеративных установках, должны иметь длительный эксплуатационный период. В среднем, установка каталитического риформинга требует остановки для регенерации каждые 6-12 месяцев [6].

В установках непрерывной регенерации катализатор протекает через реакторы и непрерывно регенерируется в отдельном аппарате. Чтобы компенсировать дезактивацию катализатора, температуру реактора постоянно повышают до тех пор, пока не будет достигнута максимально допустимая

величина, или не будет слишком снижены селективность и октановое число продуктов [29].

### **1.5 Влияние основных параметров на процесс каталитического риформинга**

Основными переменными процесса, которые влияют на производительность установки процесса риформинга, являются давление в реакторе, температура в реакторе, объемная скорость, молярное отношение  $H_2$ /углеводороды и тип катализатора. Взаимосвязь между переменными и производительностью процесса обычно применима как к полурегенеративным режимам работы, так и к режимам непрерывной регенерации [1,7-8].

#### *а) Температура*

Температура является наиболее важной переменной в каталитическом риформинге, поскольку качество продукта и выходы сильно зависят от неё.

По мере работы установки происходит дезактивация катализатора, поэтому температуру на входе в реакторы повышают на 0,5 – 2,0 °С в месяц без ущерба качеству продукта.

Скорости всех реакций превращения углеводородов увеличиваются при повышении температуры, в том числе скорости реакций гидрокрекинга, которые являются нежелательными при каталитическом риформинге, так как способствуют закоксовыванию катализатора. Повышение скоростей реакций ароматизации нафтен и парафинов приводит к увеличению концентраций ароматических углеводородов в катализате, вследствие этого увеличивается октановое число продукта [3].

#### *б) Давление*

Снижение давления в реакторе приводит к увеличению селективности процесса, как следствие увеличивается выход водорода и риформата, уменьшается выход легких углеводородов  $C_1$ - $C_4$  [1,3]. Также снижается

требуемая температура реактора для достижения постоянного качества продукта.

Однако, при понижении давления сокращается межрегенерационный период катализатора, увеличивается скорость коксования и дезактивации катализатора.

При повышении давления снижается содержание непредельных углеводородов, возрастает газообразование и, следовательно, снижается выход катализата.

*в) Объемная скорость подачи сырья*

Загрузка установки сырьем характеризуется объемной скоростью подачи сырья. Объемную скорость и температуру реактора обычно используют для определения октанового числа продукта. Чем больше объемная скорость подачи сырья, тем выше температура, необходимая для получения продукта заданного качества. Без дополнительного корректирования параметров, влияющих на качество катализата, увеличение объемной скорости приведет к уменьшению выхода ароматических углеводородов и, соответственно, снижению октанового числа [15].

Мощность установки каталитического риформинга может быть увеличена либо путем повышения температуры реактора, либо путем снижения объемной скорости. Однако, при объемной скорости ниже  $0,75 \text{ час}^{-1}$  велика вероятность неравномерного распределения смеси по слою катализатора, что может привести к усиленному коксообразованию. Изменение объемной скорости во время работы установки происходит только путем уменьшения скорости потока сырья, так как объем катализатора является постоянным.

*г) Молярное отношение  $H_2$ /углеводороды*

Этот показатель практически не оказывает влияния на протекание реакций превращения углеводородов в процессе каталитического риформинга. Однако данное соотношение сильно влияет на стабильность работы катализатора [4].

Значения от 4 до 6 моль/моль типичны для установок риформинга. Увеличение отношения  $H_2$ /углеводороды вызывает повышение парциального давления водорода, при этом происходит снижение коксообразования на катализаторе, что увеличивает срок его службы [4].

Понижение отношения водород/углеводороды приводит к увеличению коксообразования на катализаторе и, соответственно, скорости его дезактивации. При дальнейшем снижении резко падает активность катализатора.

## **1.6 Конфигурация реакторов процесса риформинга**

Реакторы установок каталитического риформинга относят к аппаратам проточного типа (непрерывного действия).

Были предложены различные конфигурации, такие как сферические реактора с радиальным/аксиальным вводом, мембранные реактора с псевдооживленным слоем катализатора. Однако такие конфигурации не нашли широкого применения в промышленности.

Основные типы реакторов, используемых в процессе риформинга, приведены ниже [1, 30-34]:

- Цилиндрический реактор с радиальным вводом;
- Цилиндрический реактор с аксиальным вводом.

Конструкция реактора с аксиальным вводом сырья и внутренней футеровкой приведена рисунке 3. В зависимости от гидродинамических условий движения газосырьевой смеси они могут быть с нисходящими или восходящими потоками.

Реактор включает общие для реакторов детали: корпус, днища, штуцеры для ввода и вывода сырья и продуктов реакции, распределитель, опорную решетку, слой катализатора и фарфоровых шариков, многозонные термодпары, наружные термодпары, футеровочный слой, опорное кольцо, люки для выгрузки катализатора и очистки [1,37].



Сырье подается в реактор через штуцер 5 и распределитель 6, который обеспечивает равномерное распределение газосырьевого потока. Затем поток проходит через слой фарфоровых шариков для более равномерного распределения по сечению аппарата и уменьшения уноса катализатора. Пройдя через слой катализатора продукты реакции выводятся из аппарата через нижний штуцер.

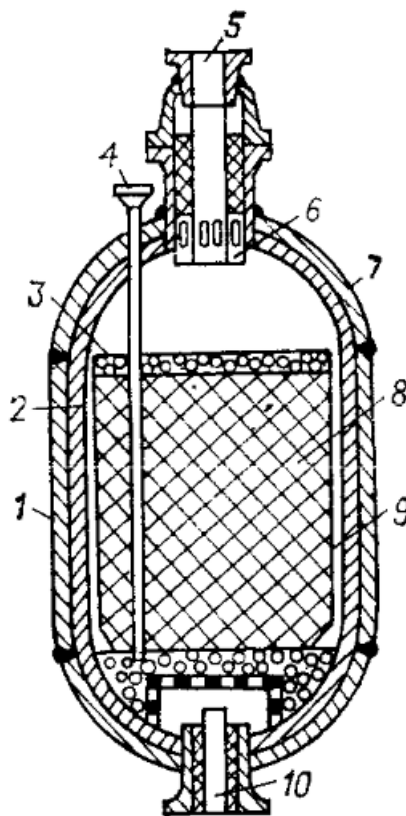


Рисунок 3 – Реактор риформинга с аксиальным вводом сырья [1]: 1 – корпус; 2 – футеровка; 3 – фарфоровые шары; 4 – штуцер для термомпары; 5 – штуцер для ввода газосырьевой смеси; 6 – распределитель; 7 – днище; 8 – катализатор; 9 – перфорированный стакан с сеткой; 10 – штуцер для вывода газо-продуктовой смеси

Основным преимуществом данного реактора является то, что в течение двухгодичного безрегенерационного периода эксплуатации обеспечивается требуемое качество продукта при минимальном перепаде давления и с минимальными энергетическими затратами.

Основные недостатки аксиальных реакторов следующие: неравномерная работа катализатора по стою; значительный перепад давления на слое катализатора при эксплуатации; уменьшение соотношения водород/сырье по высоте слоя катализатора; неравномерность температур в слое [1,33].

Реактор каталитического риформинга с радиальным движением потока, применяемый на отечественных установках, приведен на рисунке 4. Основное их отличие от реакторов с радиальным вводом сырья заключается в том, в газосырьевая смесь проходит через слой катализатора в радиальном направлении, то есть от периферии к центру. Такая конфигурация позволяет уменьшить потери давления в потоке в несколько раз.

Также такое конструктивное решение позволяет значительно снизить гидравлическое сопротивление, уменьшить вероятность засорения катализатора продуктами коррозии [38-39].

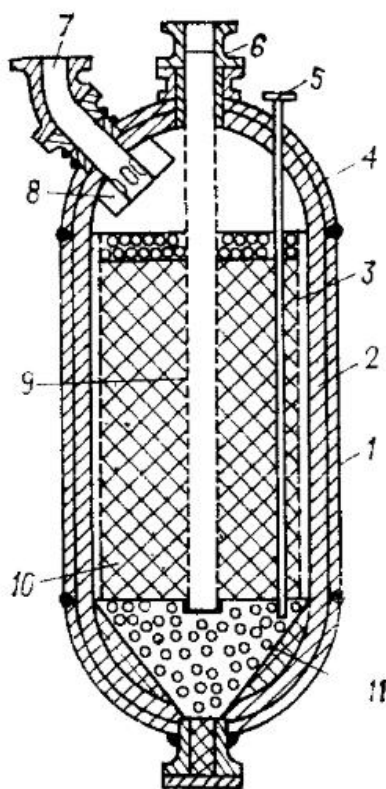


Рисунок 4 – Реактор риформинга с радиальным вводом газосырьевой смеси [1]: 1 – корпус; 2 – футеровка; 3 – перфорированный стакан с сеткой; 4 – днище; 5 – штуцер для термопары; 6 – штуцер для вывода газо-продуктовой смеси; 7 – штуцер для

ввода газо-сырьевой смеси; 8 – распределитель; 9 – перфорированная труба с сеткой; 10 – катализатор; 11 – фарфоровые шары

Внутреннее устройство отличается от реакторов с аксиальным вводом тем, что катализатор размещается во внутреннем перфорированном стакане, а между футеровкой и стаканом существует кольцевой зазор.

Газосырьевая смесь по кольцевому зазору проходит через слой катализатора и выводится через центральную перфорированную трубу.

В остальном цилиндрические реакторы с аксиальным и радиальным вводом сырья ничем не отличаются.

### **1.7 Классификация технологий каталитического риформинга**

Процесс каталитического риформинга обычно классифицируют в соответствии с частотой и режимом регенерации катализатора на [40-41]:

- Полурегенеративный (SRCRP – semi-regenerative catalytic reformer process);
- Циклический (CRCRP – cyclic regenerative catalytic reformer process);
- Непрерывный регенеративный (CCRRP – continuous catalytic regeneration reformer process).

Основное различие между тремя типами процессов заключается в необходимости остановки реакторного блока риформинга для регенерации катализатора.

Наиболее распространенный тип ведения процесса – полурегенеративный, больше половины установок по всему миру работают по данной технологии.

### 1.7.1 Полурегенеративный (SRCRP) каталитический риформинг

Полурегенеративный (SRCRP) является самым старым процессом риформинга, схема представлена рисунке 5. Октановое число при данном способе ведения процесса может достигать 85-100 пунктов. В полурегенеративном процессе обычно используется Pt–Re катализатор, поскольку он обеспечивает высокую устойчивость к высокому содержанию кокса на катализаторе, а также позволяет снизить рабочее давление. Реакторный блок состоит из трех или четырёх последовательно расположенных реакторов с неподвижным слоем катализатора. Период между регенерациями катализатора составляет от шести месяцев до одного года.

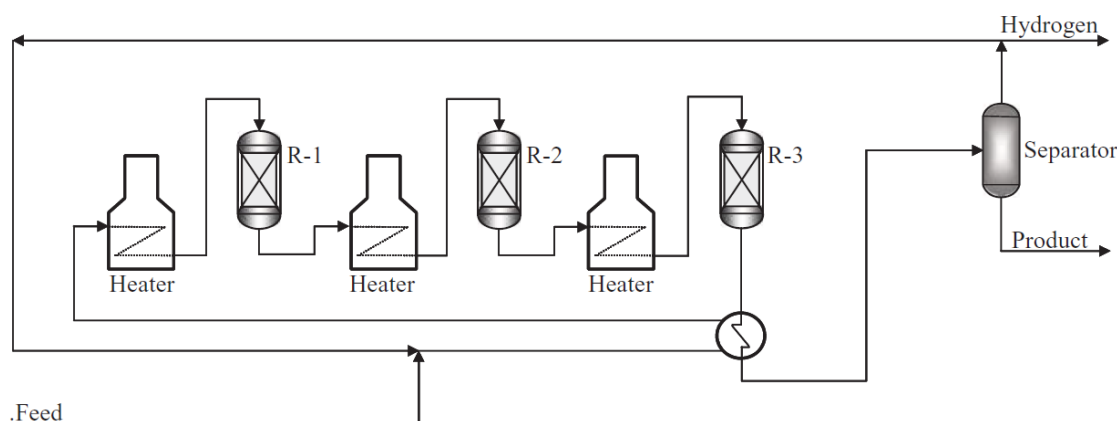


Рисунок 5 – Принципиальная технологическая схема SRCRP [8]

В течение этого периода активность катализатора уменьшается из-за осаждения кокса, что вызывает снижение выхода ароматических соединений и чистоты газообразного водорода. Чтобы уменьшить скорость дезактивации катализатора, полурегенеративные установки работают при высоком давлении (от 1,5 до 2 МПа) [8,31]. Чтобы компенсировать снижение активности катализатора и поддерживать более или менее постоянную конверсию, температуры реактора непрерывно увеличивают.

Когда температуры в реакторах достигают максимума для данного процесса, установка риформинга отключается и катализатор регенерируется.

Каталитический цикл заканчивается, когда установка риформинга не может обеспечить высокое октановое число и заданный выход риформата. Катализатор может быть регенерирован пять-десять раз, прежде чем он будет удален и заменен.

### 1.7.2 Циклический (CRCRP) каталитический риформинг

Данный тип процесса риформинга является наименее распространенным с точки зрения его использования для производства бензина с высоким октановым числом. Схема приведена на рисунке 6.

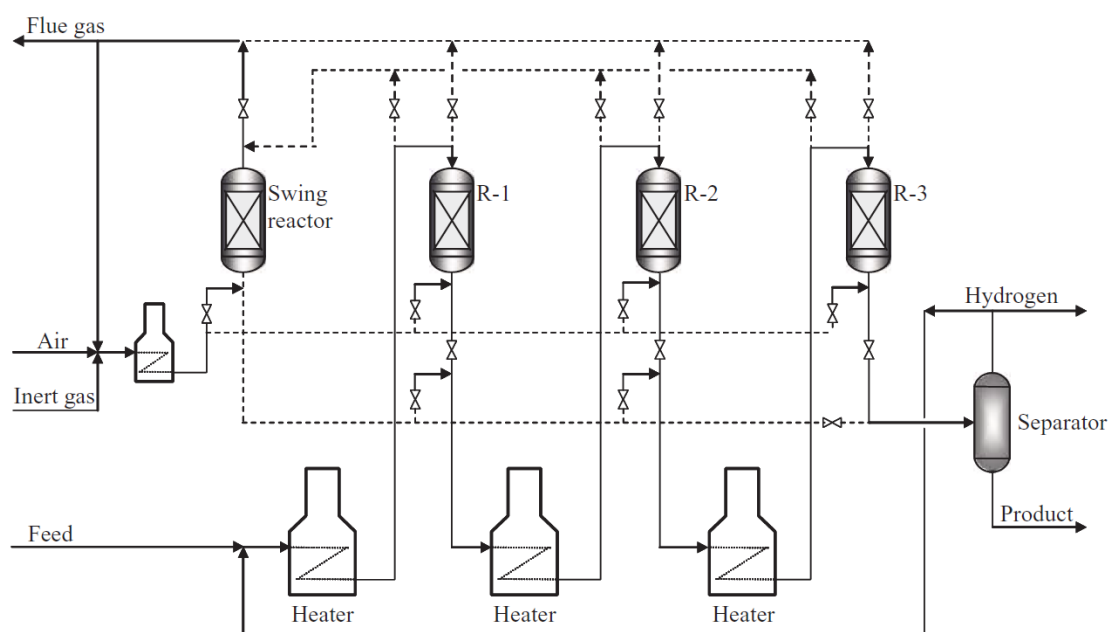


Рисунок 6 – Принципиальная технологическая схема CRCRP [8]

Помимо основных трех реакторов с неподвижным слоем катализатора, в технологической схеме процесса риформинга с циклической регенерацией имеется дополнительный реактор, который используется, когда катализатор с любого из обычных реакторов нуждается в регенерации. Реактор с регенерированным катализатором затем становится запасным. Таким образом, данный процесс характеризуется непрерывной работой.

Циклический процесс регенерации позволяет установке риформинга работать при более жестких условиях: пониженном давлении (около 1,5 МПа),

подаче сырья с широким диапазоном температур кипения и низкой кратности циркуляции ВСГ [32]. Скорости отложения кокса при таких условиях настолько высоки, что катализатор в отдельных реакторах требует регенерации уже через одну неделю. Поэтому, средний интервал между двумя регенерациями для каждого реактора составляет от нескольких недель до нескольких месяцев.

Однако данные условия увеличивают выход риформата и водорода.

Также, данная конфигурация технологической схемы позволяет получать риформат с высоким октановым числом – от 100 до 104 пунктов.

Преимуществом такого процесса является то, что общая активность катализатора, степень превращения и чистота водорода изменяются со временем значительно меньше, чем в полурегенеративном процессе [32].

Основным недостатком каталитического риформинга этого типа является сложный процесс переключения реакторов, требующий высоких мер предосторожности. Кроме того, чтобы сделать возможным переключение между реакторами, они должны быть одинакового размера.

### **1.7.3 Непрерывный регенеративный (CCRPP) процесс риформинга**

Процесс риформинга с непрерывной регенерацией катализатора самый современный процесс, используемый для производства бензина с высоким октановым числом и ароматических соединений. С момента своего появления в начале 1970-х годов он получил широкое признание в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности по всему миру.

Процесс CCRP характеризуется высокой каталитической активностью, пониженными требованиями к катализатору, равномерным риформингом с более высоким содержанием ароматических соединений в составе катализата и высокой чистотой водорода [32,41].

Данная конфигурация технологической схемы риформинга включает четыре последовательно соединенных реактора или, чаще всего, конструкцию реактора с подвижным слоем, в которой реакторы уложены друг на друга. Реакторная система имеет общий слой катализатора, который движется по

трубам небольшого диаметра под действием силы тяжести сверху вниз. Отработанный закоксованный катализатор выводится из последнего четвертого реактора и направляется в верхнюю часть регенератора для выжига кокса. Транспортировка катализатора между реакторами и регенератором осуществляется методом газлифта. Схема процесса показана на рисунке 7.

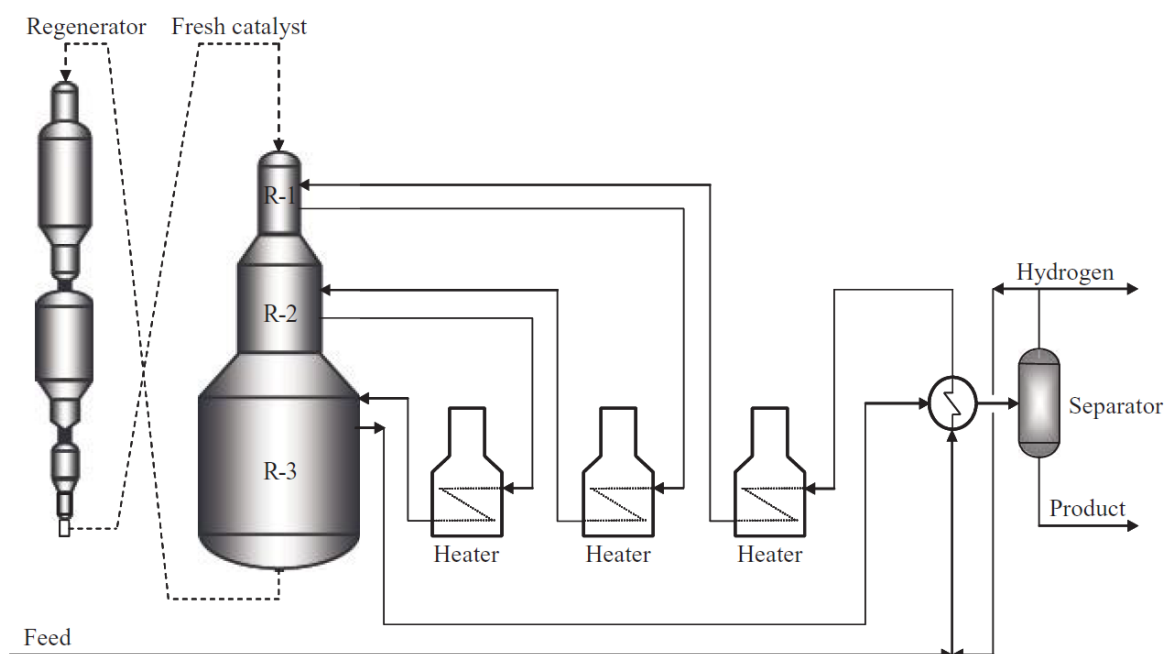


Рисунок 7 – Принципиальная технологическая схема CCRRP [8]

Преимущества такого ведения процесса включают устранение простоев при регенерации катализатора и стабильное производство водорода постоянной чистоты (93 % по сравнению с 80 % в полугенеративном процессе). Рабочее давление находится в диапазоне 0,35–1,7 МПа, а октановое число при проектных исследованиях находится в диапазоне 95–108 пунктов [41].

В CCRRP в качестве основного катализатора используется  $\text{Pt-Sn/Al}_2\text{O}_3$ . Добавление к  $\text{Pt/Al}_2\text{O}_3$  олова в качестве промотора повышает стабильность и селективность катализатора в отношении реакций изомеризации и ароматизации.

Этот катализатор подвергается непрерывной регенерации, так как селективность катализатора по ароматическим соединениям более значительна по сравнению с его устойчивостью к дезактивации.

Основные особенности, преимущества и недостатки каждого типа процессов каталитического риформинга представлены в таблице 5.

Таблица 5 – Некоторые из основных особенностей, преимуществ и недостатков каждого типа процессов каталитического риформинга [41]

Тип	Особенности и условия ведения процесса				Преимущества	Недостатки
	Давление	Температура	ОЧ	Каталитическая система		
SRCRP	Высокое давление (от 1,4 до 2 МПа)	Высокая температура (480-510 °С)	85 - 100	Неподвижный слой катализатора	—	- Для регенерации катализатора нужна остановка; -Интервал между регенерациями от шести месяцев до двух лет.
CRCRP	Низкое давление (около 1,4 МПа)	Высокая температура (515-520 °С)	100 - 104	Неподвижный слой катализатора	- Не требует остановки для регенерации катализатора; - Активность катализатора, конверсия, чистота водорода.	- Интервал между регенерациями от пары недель до нескольких месяцев; -Сложное переключение реакторов, повышенные меры безопасности.
CCRRP	Низкое давление (0,35 МПа)	Высокая температура (515-528 °С)	95 - 108	Движущийся слой катализатора	- Не требует остановки, т.к. регенерация непрерывная; - Непрерывное производство водорода с большим выходом; - Более высокая активность катализатора.	—



## 1.8 Модели процесса каталитического риформинга

Каталитический риформинг бензиновых фракций является одним из важнейших процессов переработки нефти и используется для получения как ароматических углеводородов, так и высокооктановых бензинов. Экономическая выгода данного процесса достаточно высока. Поэтому проблема формулировки математической модели для нахождения оптимальных параметров процесса является актуальной.

Процесс риформинга чрезвычайно сложен с химической и технологической точек зрения, так что решение этих задач на сегодня возможно только на основе применения современных средств математического моделирования [42,43].

Существует множество различных кинетических моделей реакций каталитического риформинга. Хронология эволюции кинетических моделей каталитического риформинга представлена на рисунке 8.

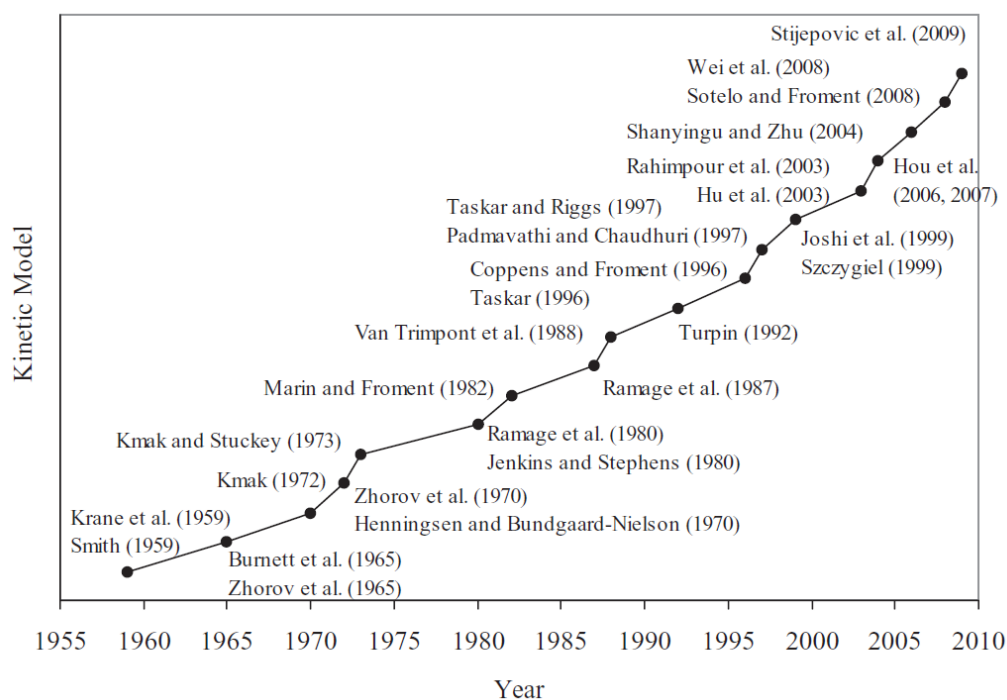


Рисунок 8 – Эволюция кинетических моделей для каталитического риформинга

[32]

Первые попытки моделирования кинетики реакций каталитического риформинга были опубликованы более 50 лет назад.

Одна из первых работ, посвященных математическому моделированию процесса каталитического риформинга, была опубликована Смитом в 1959 году [43]. Она представляла собой упрощенную модель процесса, которая учитывала конверсию не отдельных углеводородов, а группы углеводородов одного гомологического ряда - парафинового, нафтенового и ароматического. Модель оперирует некоторыми гипотетическими компонентами, которые характеризуются средними свойствами для каждой группы углеводородов. Автор данной модели пренебрег превращениями внутри отдельных групп (изомеризация парафиновых и нафтеновых углеводородов, деалкилирование алкилароматических углеводородов и расщепление более тяжелых компонентов, не приводящее к образованию газообразных продуктов, которые также рассматриваются как отдельная группа), то есть считает свойства гипотетических компонентов постоянными на протяжении всего процесса, не учитываются также различия в свойствах отдельных компонентов внутри группы [43].

В 1959 Крэн и другие предложили другую более обширную модель каталитического риформинга, которая состояла из реакционной сети из 20 псевдокомпонентов с числом атомов углерода от 6 до 10. Данная модель учитывает разницу между парафинами, нафтенами и ароматическими веществами внутри каждой группы. Модель включает 53 реакции [32].

Барнетт и соавторы (1965) предложили кинетическую модель псевдопервого порядка, включающую только углеводороды с семью атомами углерода. Жоров и др. (1965, 1970) включили связь между константами скорости реакций и составом подаваемого сырья в кинетическую модель, включающую углеводороды  $C_5$  и  $C_6$ , а также непосредственное образование ароматических соединений из парафинов. Хеннингсен и Бундгаард-Нильсон (1970) предложили другой подход к нафтенам  $C_5$  и  $C_6$  и выразили константы скорости реакции в

форме уравнения Аррениуса для учета влияния температуры [44]. Дезактивация катализатора также была включена в модель.

Кмак (1972) описал модель, которая включала реакции каталитического риформинга нефти с кинетикой Хьюгена - Уотсона - Ленгмюра - Хиншелвуда, в которой уравнения скорости явно учитывают взаимодействие химических частиц с катализатором [8, 44].

Позже Кмак и Stuckey (1973), использовали чистые компоненты, смеси и нефть для разработки кинетической модели каталитического риформинга в широком диапазоне условий реакции. Они использовали эту модель для моделирования процесса формирования мощности в широком диапазоне рабочих условий [32]. Модель была способна определять концентрацию 22 компонентов в четырех последовательно соединенных реакторах.

Рэмейдж и др. (1980, 1987) разработали детальную кинетическую модель, основанную на обширных исследованиях отдельных компонентов и узкокипящей фракции нефтепродуктов в реакторе пилотной установки. Кинетическая модель включает в себя разумное количество веществ и направлений реакции, учитывает различия в реакционной способности между отдельными веществами и группами, а также включает дезактивацию катализатора при образовании кокса. Модель учитывала углеводороды  $C_6 - C_8$  (нафтен, парафин и ароматические соединения) и была способна предсказать взаимодействия между 13 компонентами, а также включала реакции гидрокрекинга, гидрирования - дегидрирования, циклизации и изомеризации.

Дженкинс и Стивенс (1980) использовали уравнения скорости первого порядка, чтобы разработать кинетическую модель с 78 реакциями, включающими 31 компонент. Влияние давления на скорости реакции учитывалось с помощью фактора давления с характерным показателем степени для каждой конкретной реакции.

Марин и Фромент (1982) разработали кинетическую модель для каталитического реформинга нефти сначала изучая процесс реформирования углеводородов  $C_6$ , а затем –  $C_7$  (Van Trimont и др., 1988). Модель учитывала от

5 до 10 атомов углерода, а реакционная сеть - 23 псевдокомпонента и использовала уравнения скорости Хоугена - Ватсона.

Taskar (1996) и Taskar and Riggs (1997) использовали строгую кинетическую модель для оптимизации производительности установки промышленного каталитического риформинга путем изучения режимов работы и влияния рабочих переменных. Они разработали более детальную кинетическую модель с участием 35 псевдокомпонентов.

Коппенс и Фромент (1996) улучшили модель каталитического риформинга, включив диффузионные эффекты в уравнения скорости.

Падмавати и Чаудхури (1997) разработали имитационную модель для мониторинга производительности коммерческой установки, в которой были даны подробные данные о подаче сырья и схеме реакций, а также детали оценки и проверки модели. Они предложили кинетическую модель с 26 псевдокомпонентами.

Szczygiel (1999) исследовал кинетику каталитического риформинга, используя отдельные компоненты в качестве сырья. Он сообщил об алгоритме оптимизации пористой структуры катализатора риформинга, состоящем из трех основных этапов: 1 – анализ кинетических явлений в зерне катализатора; 2 – анализ диффузионных явлений в зерне катализатора; 3 – построение математической модели для оптимизации значений параметров пористой структуры зерна катализатора риформинга [7]. Предлагается использовать данную кинетическую модель для оптимизации структуры пор катализатора.

Джоши и др. (1999) предложили модель риформинга, включающую 79 компонентов и 464 реакций [31].

Рахимпур и др. (2003) представили кинетическую модель, включающую дезактивацию катализатора, для промышленной установки каталитического риформинга нефти.

Ну и др. (2003) сообщили о кинетической модели каталитического риформинга с 17 компонентами и 17 реакциями [9,31].

Позже Hou (2006, 2007) поделил группу ароматических углеводородов  $C_8$  из модели Hu (2003) на четыре изомерных соединения: пара-ксилол, мета-ксилол, орто-ксилол и этилбензол.

Shanyinghu и Zhu (2004) представили модель, включающую несколько реакций, чтобы проиллюстрировать молекулярное моделирование процесса риформинга нефти [9].

Stijerovic и др. (2009) разработали общую основу для моделирования процесса каталитического риформинга. Была предложена полуэмпирическая кинетическая модель, состоящая из 18 компонентов на основе парафинов, изопарафинов, нафтенов и ароматических соединений [9]. Для каждой реакции рассматривались разные значения энергий активации. Параметры модели оценивались путем сопоставления с промышленными данными. Модель способна прогнозировать концентрацию водорода и легких газов.

На рисунке 9 показаны схемы реакций, использованные в разработке некоторых кинетических моделей, описанных выше.

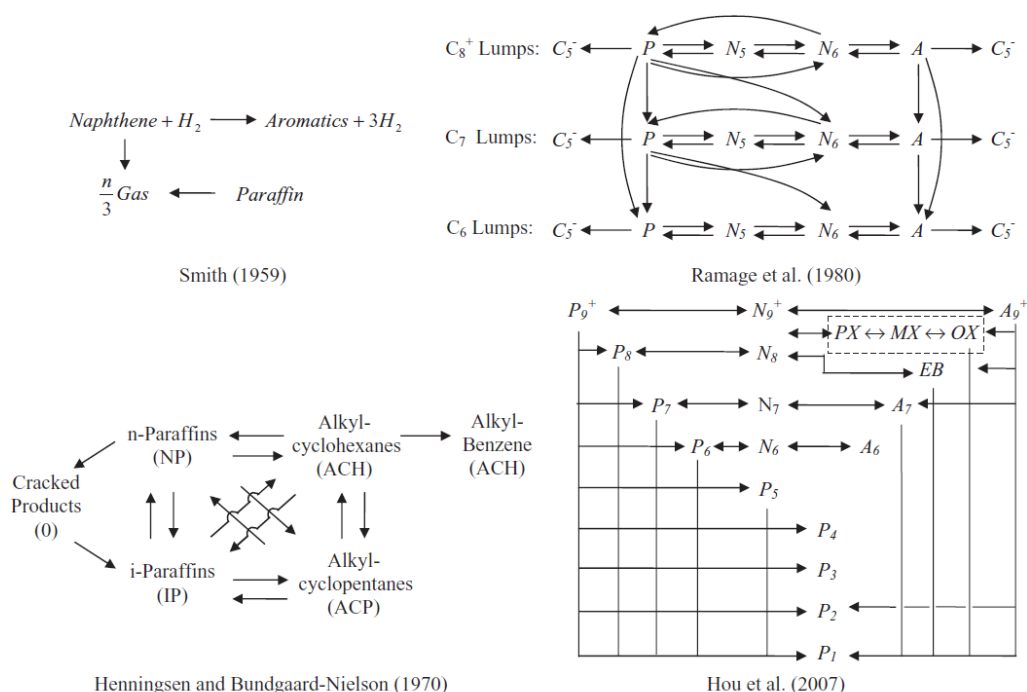


Рисунок 9 – Примеры некоторых схем реакций, используемых для разработки кинетических моделей каталитического риформинга [32]

В 2011 году Мигель Родригес и Жорж Анхейта модифицировали модель Крэна и предложили модель, в которой простота моделей, основанных на комбинации, сочетается со сложностью самой передовой модели.

Учитывая всю сложность процесса риформинга полная кинетическая модель весьма громоздка, а определение ее параметров на основании экспериментальных данных является трудозатратным процессом [45]. Поэтому такие модели не применяются в научной и инженерной практике, вместо них используются упрощенные модели, группирующие индивидуальные реагенты и индивидуальные реакции в групповые псевдореагенты и групповые реакции, соответственно. Это позволяет существенно упростить кинетические модели и уменьшить число определяемых параметров, но при этом происходит естественное снижение точности модели и ее прогностической мощности [46-47]. В целом, эффективность применяемых моделей определяется именно успешностью компромисса между простотой и точностью.

### **1.9 Методы снижения бензола в катализате риформинга**

Проблема снижения бензола в риформате является достаточно актуальной в наше время, так как именно этот поток обеспечивает 75 – 80 % содержания бензола в моторных топливах, еще 10 – 25 % вносится за счет бензинов каталитического крекинга.

Существует несколько методов снижения содержания бензола в катализате.

Первый метод заключается в предварительном фракционировании сырья процесса риформинга. При данном подходе удаляются предшественники бензола, такие как циклогексан, метилциклопентан и другие углеводороды  $C_6$ . Регулируя содержание данных углеводородов в нефти, возможно вполне успешно производить риформат с пониженным содержанием бензола. Однако такой метод не всегда является эффективным, так как позволяет сократить содержание бензола лишь до 0,9 – 1,1 % об [46].

Еще один метод основан на экстрактивном извлечении бензола из катализата блока риформинга, при этом значительно снижаются ресурсы бензина [47].

Другой метод включает в себя группу технологий, обеспечивающих не только извлечение бензола, но и сохранение октанового числа риформата на достаточно высоком уровне. Данный подход основан на технологии постфракционирования: поток с блока риформинга разделяется на бензолсодержащую фракцию и фракцию углеводородов широкого состава. Обогащенный бензолом поток подвергается гидрированию и последующей изомеризации для повышения октанового числа. Для осуществления этого варианта требуется блок изомеризации со специальной конструкцией реактора, предусматривающей съем тепла гидрирования бензола [46]. Кроме этого, необходимо большое количество водорода, для чего может потребоваться дополнительное производство водорода.

Алкилирование риформата пропиленом с блока каталитического крекинга для получения кумола также является эффективным методом снижения бензола [46]. Однако такой подход требует значительной очистки от примесей олефиновой фракции, что сильно увеличивает капитальные затраты.

Выбор той или иной технологии снижения бензола зависит от ряда факторов: конфигурации нефтеперерабатывающего завода, технологии ведения процесса риформинга, требований к содержанию бензола, качества сырой нефти и так далее.

## 2. Объект и методы исследования

Совершенствование технологии каталитического риформинга и повышение эффективности процесса требуют применения методов математического моделирования и компьютерных моделирующих систем. Актуальной технической задачей является создание и внедрение таких систем в нефтепереработку.

Объектом данного исследования является промышленная установка каталитического риформинга ЛК – 6У ТОО «ПНХЗ» в городе Павлодар.

Установка предназначена для получения высокооктанового компонента автомобильных бензинов и технического водорода, в результате каталитических превращений широкой бензиновой фракции 62-180°C.

На установке производится следующая продукция:

- стабильный катализат – применяется в качестве компонента автомобильного бензина;
- циркуляционный водородсодержащий газ системы риформинга и гидроочистки;
- водородсодержащий газ;
- газ стабилизации риформинга – применяется в качестве компонента газообразного топлива;
- углеводородный газ предгидроочистки – служит компонентом газообразного топлива.

Разработанная на базе Томского политехнического университета компьютерная моделирующая программа «Aktiv», используется для расчета и мониторинга процесса каталитического риформинга бензинов со стационарным слоем катализатора, а также позволяет решать широкий спектр задач. Система основана на математической модели каталитического риформинга нефти, которая учитывает как физические, так и химические механизмы реакции конверсии углеводородной смеси, а также дезактивацию катализатора. Данная программа основана на нестационарной кинетической модели каталитического



риформинга и учитывает как физико-химические закономерности превращения углеводородов на поверхности Pt–Re катализаторов, так и изменение состава перерабатываемого сырья.

Математическая модель каталитического риформинга, используемая в данной моделирующей системе представляет собой систему материального и теплового баланса [43]:

$$\begin{cases} G \left( \frac{\partial C_i}{\partial Z} + \frac{\partial C_i}{\partial V} \right) = \sum_{j=1}^m W_j \\ G \left( \frac{\partial T}{\partial Z} + \frac{\partial T}{\partial V} \right) = - \frac{1}{C_p^{mix}} \sum_{j=1}^m Q_j W_j \end{cases}$$

Начальные условия:  $Z = 0$ ,  $C_i = 0$ ,  $T = 0$ ,  $C_i = C_{ex}$  (на входе в реактор), если  $Z = 0$ ,  $T = T_{ex}$ , где  $C_i$  – концентрация  $i$ -го компонента, моль/м<sup>3</sup>;  $T$  – температура;  $Z$  – объем сырья, м<sup>3</sup>;  $W_i$  – скорость  $i$ -ой реакции, моль/(м<sup>3</sup> · час);  $V$  – объем слоя катализатора, м<sup>3</sup>;  $G$  – расход сырьевого потока, м<sup>3</sup>/час;  $Q_i$  – теплота реакции, Дж/моль;  $C_p^{mix}$  – теплоемкость смеси, Дж/моль.

С помощью программы «Aktiv» возможен не только мониторинг, но и оптимизация установки, путем выполнения исследований по влиянию качества сырья и условий ведения процесса на выход продукта, возможно, также, прогнозирование работы промышленной установки риформинга при изменении технологических параметров и тестирование различных катализаторов с целью выбора наиболее оптимального для данных условий.

Также в данной работе используется моделирующая система «Compounding». Модуль позволяет точно рассчитывать углеводородный состав потоков и детонационные характеристики бензина, реагировать на изменение состава сырья, а также варьировать рецептуры смешения и вырабатывать рекомендации по вовлечению в компаундирование различного по составу сырья. Программа основана на закономерности отклонения октановых чисел смешения в зависимости от концентрации углеводородов, наиболее склонных к межмолекулярному взаимодействию.

Для имитационного моделирования и исследования технологий предварительного фракционирования сырья и постфракционирования риформата был применен пакет UniSim Design фирмы Honeywell. Данная программа позволяет моделировать различные процессы добычи и промысловой подготовки нефти и газа, процессы нефте-, газопереработки и нефтехимии. Имеется возможность создания статических и динамических моделей технологических объектов.

Модель технологического процесса составляется из моделей библиотеки технологических объектов, параметры которых задаются на основе нормативно-справочной информации технологических установок. Имеющиеся модели апробированы и широко используются в промышленности отдельно или как составная часть компьютерных тренажеров для моделирования сценариев «что - если» технологического процесса, позволяя в зависимости от различных производственных целей и условий, обосновывать выбор наиболее эффективных режимов работы, оценивать влияние свойств сырья, остановок или изменений режимов работы оборудования в штатных и нештатных ситуациях.

#### **4. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение**

В настоящее время математическое моделирование приобрело большое значение для многих процессов производства. Создание математических моделей помогает во внедрении новых вариантов технологий, оптимизации существующих предприятий и установок, а также в поиске оптимальных технологических решений, максимально эффективно использующих доступные ресурсы. Однако разработка подобных моделей требует значительных финансовых затрат и не всегда понятно, насколько эффективен будет подобный проект. Именно поэтому необходимо проводить оценку коммерческой ценности (потенциала) разработки, особенно важно это становится при поиске потенциальных источников финансирования для проведения научного исследования и коммерциализации его результатов.

Главной целью данного раздела является определение эффективности и успешности научно-исследовательского проекта, разработка механизма управления и сопровождения конкретных проектных решений на этапе реализации.

Для достижения поставленной цели необходимо решить ряд приведенных ниже задач:

- организовать работы по научно-исследовательскому проекту;
- осуществить планирование научно-исследовательских работ;
- оценить коммерческий потенциал и перспективность проведения научного исследования;
- рассчитать бюджет проводимого научно-технического исследования;
- определить социальную и экономическую эффективность исследования.

В качестве объекта исследования была выбрана установка каталитического риформинга. Исследования проводились с целью изучения и проверки на эффективность различных технологий снижения бензола в риформате.

## 4.1 Предпроектный анализ

### 4.1.1 Потенциальные потребители результатов исследования

Основные потребители результатов проекта:

- Нефтеперерабатывающие заводы, такие как АО «Ачинский НПЗ ВНК»;
- Высшие общеобразовательные учреждения;
- Проектные организации;
- Научно-исследовательские организации.

### 4.1.2 Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения

В данной работе анализируется несколько технологий понижения содержания бензола в продукте каталитического риформинга и влияние параметров на данный процесс (Таблица 39).

Таблица 39 – Оценочная карта для сравнения конкурентных технических решений (разработок)

Критерии оценки	Вес критерия	Баллы			Конкурентоспособность		
		Б <sub>ф</sub>	Б <sub>к1</sub>	Б <sub>к2</sub>	К <sub>ф</sub>	К <sub>к1</sub>	К <sub>к2</sub>
1	2	3	4	5	6	7	8
<b>Технические критерии оценки ресурсоэффективности</b>							
1. Энергоэкономичность	0,15	5	4	3	0,75	0,6	0,45
2. Надежность	0,15	3	3	5	0,45	0,45	0,75
3. Потребность в ресурсах памяти	0,10	5	4	3	0,5	0,4	0,3
4. Функциональная мощность (предоставляемые возможности)	0,15	3	4	5	0,45	0,6	0,75
5. Простота эксплуатации	0, 10	5	5	4	0,5	0,5	0,4
<b>Экономические критерии оценки эффективности</b>							
1. Конкурентоспособность продукта	0,10	5	5	5	0,5	0,5	0,5
2. Цена	0,15	5	4	3	0,75	0,6	0,45
3. Послепродажное обслуживание	0,10	4	4	5	0,4	0,4	0,5
<b>Итого</b>	<b>1</b>	<b>35</b>	<b>33</b>	<b>33</b>	<b>4,3</b>	<b>4,05</b>	<b>4,1</b>

В таблице выше приведены анализ и оценка конкурентов, где:  $B_{\phi}$  – разрабатываемый проект;  $B_{k1}$  – математическая модель, разработанная в научно-исследовательском учреждении;  $B_{k2}$  – математическая модель, представляемая компанией, производящей электронные системы управления и автоматизации.

Позиция разработки и конкурентов оценивается по каждому показателю экспертным путем по пятибалльной шкале, где 1 – наиболее слабая позиция, а 5 – наиболее сильная. Веса показателей, определяемые экспертным путем, в сумме должны составлять 1.

Анализ конкурентных технических решений определяется по формуле:

$$K = \sum B_i \cdot B_i$$

где  $K$  – конкурентоспособность научной разработки или конкурента;

$B_i$  – вес показателя (в долях единицы);

$B_i$  – балл  $i$ -го показателя.

Основываясь на данных таблицы 1 можем сказать, что преимуществами разрабатываемого проекта является его цена, энергоэкономичность и потребность в ресурсах памяти. Однако уязвимость проекта связана с надёжностью и функциональной мощностью. Однако эти недостатки данного проекта можно в дальнейшем минимизировать за счет расширения функционала математической модели и повышения надежности за счет совершенствования различных её составляющих.

#### **4.1.3 SWOT – анализ**

SWOT – представляет собой комплексный анализ, его применяют для исследования внешней и внутренней среды научно-исследовательского проекта. Данный анализ состоит из трех этапов. Первый этап представлен в виде матрицы сильных и слабых сторон (Таблица 40).

Таблица 40 – Матрица SWOT

<p><b>Сильные стороны:</b></p> <p>С1: Возможность оптимизации ведущего процесса переработки нефти</p> <p>С2: Чувствительность к изменению состава сырья</p> <p>С3: Относительно небольшая стоимость</p> <p>С4: Проведение исследований без вмешательства в работу предприятия</p>	<p><b>Слабые стороны:</b></p> <p>Сл1: Высокая конкуренция на рынке по аналогичным продуктам для исследования процесса</p> <p>Сл2: Недостаток экспериментальных данных с промышленных установок</p> <p>Сл3: Отсутствие данных для проверки модели на адекватность</p>
<p><b>Возможности:</b></p> <p>В1: Использование инновационной инфраструктуры ТПУ</p> <p>В2: Внедрение на Российские НПЗ разработанного продукта и, как следствие, повышение спроса на него</p> <p>В3: Тенденции к ресурсоэффективному и сберегающему производству</p> <p>В4: Использование продукта в качестве тренажера для образовательных учреждений</p>	<p><b>Угрозы:</b></p> <p>Уз1: Появление улучшенной модели на рынке в более короткие сроки</p> <p>Уз2: Отсутствие спроса на продукцию, так как основные ниши рынка заняты продуктами конкурентов</p> <p>Уз3: Нежелание предприятий по внедрению инновационного проекта</p>

**Второй этап** отражен в таблице 41. Он состоит в анализе соответствия разных сторон проекта внешним условиям («+» – сильное соответствие сильных сторон возможностям; «-» – слабое соответствие; «0» – есть сомнения.

Таблица 41 – Интерактивная матрица проекта

		Сильные стороны			
		C1	C2	C3	C4
Возможности	B1	+	+	0	-
	B2	+	+	+	+
	B3	+	-	0	+
	B4	-	0	+	-
		Сильные стороны			
		C1	C2	C3	C4
Угрозы	Уз1	-	+	+	+
	Уз2	0	+	+	+
	Уз3	-	-	+	+
		Слабые стороны проекта			
		Сл1	Сл2	Сл3	
Возможности	B1	-	+	0	
	B2	+	+	-	
	B3	0	-	-	
	B4	+	-	-	
		Слабые стороны проекта			
		Сл1	Сл2	Сл3	
Угрозы	Уз1	+	-	+	
	Уз2	+	-	-	
	Уз3	0	+	-	

В рамках **третьего этапа** должна быть составлена итоговая матрица SWOT-анализа (таблице 42).

Таблица 42 – SWOT-анализ

	<p><b>Сильные стороны научно-исследовательского проекта:</b></p> <p>С1: Возможность оптимизации ведущего процесса переработки нефти</p> <p>С2: Чувствительность к изменению состава сырья</p> <p>С3: Относительно небольшая стоимость</p> <p>С4: Проведение исследований без вмешательства в работу предприятия</p>	<p><b>Слабые стороны научно-исследовательского проекта:</b></p> <p>Сл1: Высокая конкуренция на рынке по аналогичным продуктам для исследования процесса</p> <p>Сл2: Недостаток экспериментальных данных с промышленных установок</p> <p>Сл3: Отсутствие данных для проверки модели на адекватность</p>
<p><b>Возможности:</b></p> <p>В1: Использование инновационной инфраструктуры ТПУ</p> <p>В2: Внедрение на Российские НПЗ разработанного продукта и, как следствие, повышение спроса на него</p> <p>В3: Тенденции к ресурсоэффективному и берегающему производству</p> <p>В4: Использование продукта в качестве тренажера для образовательных учреждений</p>	<p>С и В:</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Оптимизация производств по основным направлениям ресурсосбережения и ресурсоэффективности</li> <li>2. Разработка математической модели процесса каталитического риформинга для быстрого и полного расчета необходимых параметров</li> <li>3. Продвижение продукта на зарубежные рынки</li> </ol>	<p>Сл и В:</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Разработка улучшенных методов продвижения на рынке</li> <li>2. Использование инновационного потенциала ТПУ в совершенствовании продукта и повышении его конкурентоспособности</li> <li>3. Приобретение необходимых экспериментальных данных с промышленных установок</li> <li>4. Разработка научного исследования</li> </ol>
<p><b>Угрозы:</b></p> <p>Уз1: Появление улучшенной модели на рынке в более короткие сроки</p> <p>Уз2: Отсутствие спроса на продукцию, так как основные ниши рынка заняты продуктами конкурентов</p> <p>Уз3: Нежелание предприятий по внедрению инновационного проекта</p>	<p>С и У:</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Разработка более выгодных предложений для потребителей, чем у конкурентов</li> <li>2. Продвижение новой технологии оптимизации процесса с применением математической модели</li> </ol>	<p>Сл и У:</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Разработка предложений для пробного использования продукта с целью привлечения потребителей</li> <li>2. Продолжение разработки продукта, поиск критериев для проверки адекватности модели</li> <li>3. Заключение взаимовыгодных договоров с предприятиями с целью получения экспериментальных данных для проверки модели</li> </ol>



#### 4.1.4 Оценка готовности проекта к коммерциализации

На любой стадии разработки проекта полезно оценивать степень его готовности к коммерциализации, для этого необходимо заполнить специальную форму, содержащую показатели о степени проработанности проекта с позиции коммерциализации и компетенциям разработчика научного проекта (Таблица 43).

При проведении анализа по каждому показателю ставится оценка по пятибалльной шкале. Так, при оценке степени проработанности научного проекта 1 балл означает не проработанность проекта, 2 балла – слабую проработанность, 3 балла – выполнено, но в качестве не уверен, 4 балла – выполнено качественно, 5 баллов – имеется положительное заключение независимого эксперта. Для оценки уровня имеющихся знаний у разработчика система баллов принимает следующий вид: 1 означает не знаком или мало знаю, 2 – в объеме теоретических знаний, 3 – знаю теорию и практические примеры применения, 4 – знаю теорию и самостоятельно выполняю, 5 – знаю теорию, выполняю и могу консультировать.

Оценка готовности научного проекта к коммерциализации (или уровень имеющихся знаний у разработчика) определяется по формуле:

$$B_{\text{сум}} = \sum B_i$$

где  $B_{\text{сум}}$  – суммарное количество баллов по каждому направлению;

$B_i$  – балл по  $i$ -му показателю.

По результатам данной оценки можем сделать вывод, что перспективность проекта выше среднего, как и знания разработчика. Для повышения коммерческой перспективности проекта и привлечения больших объемов инвестирования необходимо улучшать уровень компетенций разработчика, а также лучше прорабатывать аспекты, связанные с выходом продукта на зарубежный рынок и разработкой бизнес-плана.

Таблица 43 – Бланк оценки степени готовности научного проекта к коммерциализации

№ п/п	Наименование	Степень проработанности научного проекта	Уровень имеющихся знаний у разработчика
1.	Определен имеющийся научно-технический задел	4	4
2.	Определены перспективные направления коммерциализации научно-технического задела	3	3
3.	Определены отрасли и технологии (товары, услуги) для предложения на рынке	3	3
4.	Определена товарная форма научно-технического задела для представления на рынок	4	4
5.	Определены авторы и осуществлена охрана их прав	4	4
6.	Проведена оценка стоимости интеллектуальной собственности	4	4
7.	Проведены маркетинговые исследования рынков сбыта	3	3
8.	Разработан бизнес-план коммерциализации научной разработки	2	3
9.	Определены пути продвижения научной разработки на рынок	4	4
10.	Разработана стратегия (форма) реализации научной разработки	3	3
11.	Проработаны вопросы международного сотрудничества и выхода на зарубежный рынок	2	2
12.	Проработаны вопросы использования услуг инфраструктуры поддержки, получения льгот	4	4
13.	Проработаны вопросы финансирования коммерциализации научной разработки	3	3
14.	Имеется команда для коммерциализации научной разработки	3	3
15.	Проработан механизм реализации научного проекта	4	4
	<b>ИТОГО БАЛЛОВ</b>	<b>50</b>	<b>51</b>

## 4.2 Инициация проекта

Группа процессов инициации состоит из процессов, которые выполняются для определения нового проекта или новой фазы существующего. В рамках процессов инициации определяются изначальные цели и содержание и фиксируются изначальные финансовые ресурсы. Определяются внутренние и внешние заинтересованные стороны проекта, которые будут взаимодействовать и влиять на общий результат научного проекта. Данная информация закрепляется в Уставе проекта.

Устав научного проекта магистерской работы имеет следующую структуру:

1. Цели и результат проекта. В данном разделе приводится информация о заинтересованных сторонах проекта, иерархии целей проекта и критериях достижения целей. Информация по заинтересованным сторонам проекта представлена в таблице 44.

Таблица 44 – Заинтересованные стороны проекта

Заинтересованные стороны проекта	Ожидания заинтересованных сторон
НИ ТПУ	Выпуск высококвалифицированных специалистов
Предприятия нефтеперерабатывающего комплекса	Получение новой математической модели для оптимизации процесса каталитического риформинга и выпуска высококачественного продукта

В таблице 45 представлена информация об иерархии целей проекта и критериях достижения целей.

Таблица 45 – Цели и результат проекта

<b>Цели проекта:</b>	Изучение и проверка на эффективность различных технологий снижения бензола в риформате для удовлетворения требований современных экологических стандартов.
<b>Ожидаемые результаты проекта:</b>	Математическая модель, включающая различные схемы понижения бензола в продукте каталитического риформинга.
<b>Критерии приемки результата проекта:</b>	Адекватность полученной математической модели, работа модели в широком интервале составов риформата с получением удовлетворительных результатов.
<b>Требования к результату проекта:</b>	<b>Требование:</b>
	Провести анализ существующих технологий понижения бензола в риформате и выбрать наиболее эффективные.
	Составить математические модели по каждой выбранной технологии.
	Провести расчеты на моделях при разных технологических условиях и на разных составах сырья, получить необходимые зависимости.
	Провести обработку полученных данных.
	Предложить рекомендации по использованию полученных моделей на существующих предприятиях.

2. Организационная структура проекта. В данном пункте прописываются все участники проекта и их роль в выполнении. Данные представлены в таблице 46.

Таблица 46 – Рабочая группа проекта

№ п/п	ФИО, основное место работы, должность	Роль в проекте	Функции	Трудозатраты, час.
1	Чузлов В.А., НИ ТПУ, доцент ОХИ ИШПР	Руководитель проекта	Консультирование, координация деятельности, определение задач, контроль выполнения.	600
2	Давыденко М.А., магистрант ОХИ ИШПР	Исполнитель по проекту	Анализ литературных источников, составление математической модели, проведение расчетов, обработка данных, написание работы	1600
ИТОГО:				2200

3. Ограничения и допущения проекта (Таблица 47).

Таблица 47 – Ограничения проекта

Фактор	Ограничения/ допущения
3.1. Бюджет проекта	1384995
3.1.1. Источник финансирования	НИ ТПУ
3.2. Сроки проекта:	01.09.2019-31.05.2021
3.2.1. Дата утверждения плана управления проектом	16.09.2019
3.2.2. Дата завершения проекта	31.05.2021

### 4.3 Планирование управления научно-техническим проектом

Группа процессов планирования состоит из процессов, осуществляемых для определения общего содержания работ, уточнения целей и разработки последовательности действий, требуемых для достижения данных целей.

#### 4.3.1 Иерархическая структура работ проекта

Иерархическая структура работ (ИСР) – детализация укрупненной структуры работ. В процессе создания ИСР структурируется и определяется содержание всего проекта. На рисунке 17 приведена иерархическая схема для данного проекта.

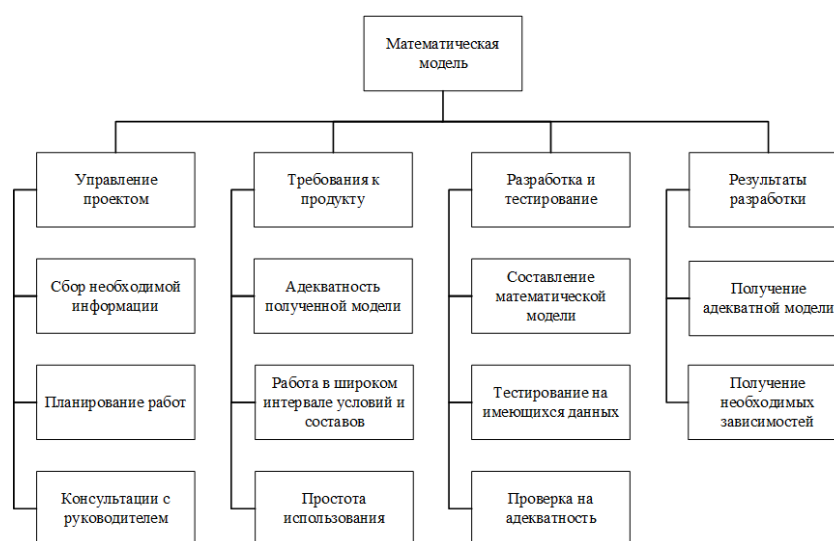


Рисунок 17 – Иерархическая структура работ

### 4.3.2 План проекта

В рамках планирования научного проекта необходимо построить календарный и сетевой графики проекта.







Линейный график представлен в таблице 48.

Таблица 48 – Календарный план проекта

Название	Длительность, дни	Дата начала работ	Дата окончания работ	Состав участников
Утверждение темы магистерской диссертации.	6	03.09.2019	09.09.2019	Давыденко М.А. Чузлов В.А.
Согласование плана выполнения работ.	6	10.09.2019	16.09.2019	Давыденко М.А. Чузлов В.А.
Анализ данных и подходящей литературы.	99	17.09.2019	25.12.2019	Давыденко М.А.
Составление математической модели и проведение основных расчетов.	151	26.12.2020	25.05.2020	Давыденко М.А.
Написание литературного обзора. Обработка полученных данных и обсуждение результатов.	152	26.05.2020	31.01.2021	Давыденко М.А. Чузлов В.А.
Написание отчета	108	01.02.2021	31.05.2021	Давыденко М.А.
Итого:	620			

Диаграмма Ганта приведена в таблице 49.

Таблица 49 – Календарный план-график проведения НИОКР

№	Вид работ	Т <sub>к</sub> , кал, дн.	Продолжительность выполнения работ																			
			2019				2020												2021			
			Сентябрь	Октябрь	Ноябрь	Декабрь	Январь	Февраль	Март	Апрель	Май	Июнь	Июль	Август	Сентябрь	Октябрь	Ноябрь	Декабрь	Январь	Февраль	Март	Апрель
1	Утверждение темы магистерской диссертации.	6																				
2	Согласование плана выполнения работ.	6																				
3	Анализ данных и подходящей литературы.	99																				
4	Составление математической модели и проведение основных расчетов.	151																				
5	Написание литературного обзора. Обработка полученных данных и обсуждение результатов.	152																				
6	Написание отчета	108																				

 Давыденко М.А.	 Давыденко М.А., Чузлов В.А.
--	---

#### 4.4 Бюджет научно-технического исследования (НТИ)

При планировании бюджета научного исследования должно быть обеспечено полное и достоверное отражение всех видов планируемых расходов, необходимых для его выполнения.

В данном исследовании выделены следующие статьи:

1. Сырье, материалы, покупные изделия и полуфабрикаты;
2. Специальное оборудование для научных работ;
3. Заработная плата;
4. Отчисления на социальные нужды;
5. Оплата работ, выполняемых сторонними организациями и предприятиями;
6. Накладные расходы.

##### 4.4.1 Сырье, материалы, покупные изделия и полуфабрикаты.

В эту статью включаются затраты на приобретение всех видов материалов, комплектующих изделий и полуфабрикатов, необходимых для выполнения работ по данной теме.

Материальные затраты, необходимые для данной разработки занесены в таблицу 50.

Таблица 50 – Расчет затрат по статье «Сырье и материалы»

Наименование	Марка, размер	Кол-во	Цена за единицу, руб.	Сумма, руб.
Бумага	уп.	2	265	530
Тетрадь 96 л.	шт.	2	80	160
Ручка	шт.	5	30	150
Карандаш	шт.	2	20	40
Картридж	шт.	1	1300	1300
Электроэнергия	кВт·ч	1200	3,5	4200
Всего за материалы				6380
Транспортно-заготовительные расходы (3-5%)				255
<b>Итого по статье С<sub>м</sub></b>				<b>6635</b>



#### 4.4.2 Специальное оборудование для научных работ.

В данную статью включают все затраты, связанные с приобретением специального оборудования (приборов, контрольно-измерительной аппаратуры, стендов, устройств и механизмов), необходимого для проведения работ по конкретной теме.

Таблица 51 – Расчет затрат по статье «Спецоборудование для научных работ»

№ п/п	Наименование оборудования	Кол-во единиц оборудования	Цена единицы оборудования, руб.	Общая стоимость оборудования, руб.
1.	Персональный компьютер	1	55000	55000
2.	Программное обеспечение Microsoft Office	1	5000	5000
3.	Программа UniSim Design	1	100000	100000
<b>Итого:</b>				<b>160000</b>

#### 4.4.3 Основная заработная плата исполнителей темы

В настоящую статью включается основная заработная плата научных и инженерно-технических работников, рабочих макетных мастерских и опытных производств, непосредственно участвующих в выполнении работ по данной теме.

Величина расходов по заработной плате определяется исходя из трудоемкости выполняемых работ и действующей системы окладов и тарифных ставок. В состав основной заработной платы включается премия, выплачиваемая ежемесячно из фонда заработной платы в размере 20-30 % от тарифа или оклада.

Основная заработная плата ( $Z_{\text{осн}}$ ) руководителя (лаборанта, инженера) от предприятия (при наличии руководителя от предприятия) рассчитывается по следующей формуле:

$$Z_{\text{осн}} = Z_{\text{дн}} \cdot T_p,$$

где  $Z_{\text{осн}}$  – основная заработная плата одного работника;

$T_p$  – продолжительность работ, выполняемых научно-техническим

работником, раб.дн.

$Z_{\text{дн}}$  - среднедневная заработная плата работника, руб.

Среднедневная заработная плата рассчитывается по формуле:

$$Z_{\text{дн}} = \frac{Z_{\text{м}} \cdot M}{F_{\text{д}}},$$

где  $Z_{\text{м}}$  – месячный должностной оклад работника, руб.;

$M$  – количество месяцев работы без отпуска в течение года:

при отпуске в 24 раб. дня  $M = 11,2$  месяца, 5-дневная неделя;

при отпуске в 48 раб. дней  $M = 10,4$  месяца, 6-дневная неделя;

$F_{\text{д}}$  – действительный годовой фонд рабочего времени научно-технического персонала, раб.дн.

В таблице 52 представлен годовой фонд рабочего времени научно-технического персонала.

Таблица 52 – Баланс рабочего времени

Показатели рабочего времени	Руководитель	Бакалавр
Календарное число дней	365	365
Количество нерабочих дней		
- выходные дни	104	104
- праздничные дни	14	14
Потери рабочего времени		
- отпуск	24	24
- невыходы по болезни	14	14
Действительный годовой фонд рабочего времени	209	209

Месячный должностной оклад работника:

$$Z_{\text{м}} = Z_{\text{тс}} \cdot (k_{\text{пр}} + k_{\text{д}}) \cdot k_{\text{р}},$$

где  $Z_{\text{тс}}$  – заработная плата по тарифной ставке, руб.;

$k_{\text{пр}}$  – премиальный коэффициент, равный 1;

$k_{\text{д}}$  – коэффициент доплат и надбавок, примем 0,02;

$k_{\text{р}}$  – районный коэффициент, равный 1,3 (для Томска).

Согласно информации сайта Томского политехнического университета,

должностной оклад (ППС) доцента кандидата наук в 2020 году без учета РК составил 33664 руб. Расчет основной заработной платы приведен в таблице 53.

Таблица 53 – Расчет основной заработной платы

Исполнители	Разряд	$Z_{тс},$ руб.	$k_{пр}$	$k_d$	$k_p$	$Z_m,$ руб.	$Z_{дн},$ руб.	$T_p,$ руб.дн.	$Z_{осн},$ руб.
Руководитель	доцент	33664	1	0,02	1,3	44638	2392	209	499951
Магистрант	-	2500	-	-	1,3	3250	174	209	36400
<b>Итого <math>Z_{осн}:</math></b>									<b>536351</b>

#### 4.4.4 Дополнительная заработная плата исполнителей темы

Затраты по дополнительной заработной плате исполнителей темы учитывают величину предусмотренных Трудовым кодексом РФ доплат за отклонение от нормальных условий труда, а также выплат, связанных с обеспечением гарантий и компенсаций.

Расчет дополнительной заработной платы ведется по следующей формуле:

$$Z_{доп} = k_{доп} \cdot Z_{осн},$$

где  $k_{доп}$  – коэффициент дополнительной заработной платы (на стадии проектирования принимается равным 0,10 – 0,15).

Результаты занесены в таблицу 54.

Таблица 54 – Расчет дополнительной заработной платы

Исполнители	$k_{\text{доп}}$	$З_{\text{осн}}$ , руб.	$З_{\text{доп}}$ , руб.
Руководитель	0,10	499951	49995
Магистрант		36400	3640
Итого:			53635

#### 4.3.5 Отчисления на социальные нужды

Величина отчислений во внебюджетные фонды определяется исходя из следующей формулы:

$$C_{\text{внеб}} = k_{\text{внеб}} \cdot (З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}}),$$

где  $k_{\text{внеб}}$  – коэффициент отчислений на уплату во внебюджетные фонды.

На основании пункта 1 ст.58 закона №212-ФЗ для учреждений, осуществляющих образовательную и научную деятельность вводится пониженная ставка – 27,1 %. Стипендиальные выплаты студентам, магистрам и аспирантам не облагаются налогом. Отчисления на социальные нужды представлены в таблице 55.

Таблица 55 – Отчисления на социальные нужды

Исполнители	$k_{\text{внеб}}$	З <sub>осн</sub> , руб.	З <sub>доп</sub> , руб.	З <sub>внеб</sub> , руб.
Руководитель	0,271	499951	49995	149035
<b>Итого:</b>				<b>149035</b>

#### **4.4.6 Оплата работ, выполняемых сторонними организациями и предприятиями.**

На эту статью расходов в данном проекте относится использование сети Internet. Величина этих расходов определялась по договорным условиям и составляет 7350 руб. Итого на оплату работ выходит 7350 руб.

#### **4.4.7 Накладные расходы**

Накладные расходы учитывают прочие затраты организации, не попавшие в предыдущие статьи расходов.

Их величина определяется по следующей формуле:

$$C_{\text{накл}} = (З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}}) \cdot k_{\text{нр}},$$

где  $k_{\text{нр}}$  – коэффициент, учитывающий накладные расходы принят 0,8.

$$C_{\text{накл}} = (536351 + 53635) \cdot 0,8 = 471989 \text{ руб.}$$

#### **4.4.8 Затраты научно-исследовательской работы**

Таким образом, затраты проекта составляют 1384995, которые приведены в таблице 56.

Таблица 56 – Затраты по статьям

Вид работ	Статьи									
	Сырье и материалы	Спец. оборудование	Основная заработная плата	Доп. заработная плата	Отчисления на соц. нужды	Научные и производственные командировки	Оплата работ, выполняемых сторонними организациями и предприятиями	Прочие прямые расходы	Накладные расходы	Итого плановая себестоимость
Данное исследование	6635	160000	536351	53635	149035	-	7350	-	471989	1384995
Аналог 1	50000	500000	550000	55000	181500	150000	-	-	484000	1970500
Аналог 2	100000	800000	900000	90000	297000	250000	-	-	792000	3229000

## 4.5 Организационная структура проекта

В практике используется несколько базовых вариантов организационных структур: функциональная, проектная, матричная. Дано исследование соответствует проектной организационной структуре (Рисунок 18).



Рисунок 18 – Вид проектной структуры проекта

## 4.6 План управления коммуникациями проекта

План управления коммуникациями для данного проекта приведен в таблице 57.

Таблица 57 – Плана управления коммуникациями

№ п/п	Какая информация передается	Кто передает	Кому передается	Когда передает информацию
1.	Статус проекта	Исполнитель	Руководителю	Еженедельно (понедельник)
2.	Обмен информацией о текущем состоянии проекта	Исполнитель	Руководителю	Еженедельно (понедельник)
3.	Документы и информация по проекту	Исполнитель	Руководителю	Не позже сроков графиков и к. точек
4.	О выполнении контрольной точки	Исполнитель	Руководителю	Не позже дня контрольного события

#### 4.7 Реестр рисков проекта

Идентифицированные риски проекта включают в себя возможные неопределенные события, которые могут возникнуть в проекте и вызвать последствия, которые повлекут за собой нежелательные эффекты. Информация по данному разделу приведена в таблице 58.

Таблица 58 – Реестр рисков

№	Риск	Вероятность наступления (1-5)	Влияние риска (1-5)	Уровень риска	Способы смягчения риска	Условия наступления
1	Неадекватность полученной модели.	2	5	Средний	Промежуточная проверка модели, её уточнение.	Неверный подход к построению модели.
2	Отсутствие интереса к продукту на рынке.	3	4	Средний	Привлечение потенциальных покупателей, повышение конкурентоспособности.	Продукт некачественный, не инновационный.

#### 4.8 Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования

##### 4.8.1 Оценка абсолютной эффективности исследования

В основе проектного подхода к инвестиционной деятельности предприятия лежит принцип денежных потоков. Особенностью является его прогнозный и долгосрочный характер, поэтому в применяемом подходе к анализу учитываются фактор времени и фактор риска. Для оценки общей экономической эффективности используются следующие основные показатели:

- чистая текущая стоимость (NPV);
- индекс доходности (PI);
- внутренняя ставка доходности (IRR);

- срок окупаемости (DPP).

*Чистая текущая стоимость (NPV)* – это показатель экономической эффективности инвестиционного проекта, который рассчитывается путём дисконтирования (приведения к текущей стоимости, т.е. на момент инвестирования) ожидаемых денежных потоков (как доходов, так и расходов).

Расчёт NPV осуществляется по следующей формуле:

$$NPV = \sum_{t=1}^n \frac{ЧДП_{опt}}{(1+i)^t} - I_0$$

где: ЧДП<sub>опt</sub> – чистые денежные поступления от операционной деятельности;

$I_0$  – разовые инвестиции, осуществляемые в нулевом году;

$t$  – номер шага расчета ( $t = 0, 1, 2 \dots n$ )

$n$  – горизонт расчета;

$i$  – ставка дисконтирования (желаемый уровень доходности инвестируемых средств).

Расчет чистой текущей стоимости представлен в таблице 59. При расчете рентабельность проекта составляла 40 %, амортизационные отчисления 10 %.

Таблица 59 – Расчет чистой текущей стоимости по проекту в целом

№	Наименование показателей	Шаг расчета				
		0	1	2	3	4
1	Выручка от реализации, руб.	0	2077492,5	2077492,5	2077492,5	2077492,5
2	Итого приток, руб.	0	2077492,5	2077492,5	2077492,5	2077492,5
3	Инвестиционные издержки, руб.	-1384995	0	0	0	0
4	Операционные затраты, руб.	0	1240995	1240995	1240995	1240995
5	Налогооблагаемая прибыль	0	836497,5	836497,5	836497,5	836497,5
6	Налоги 20 %, руб.	0	167299,5	167299,5	167299,5	167299,5
8	Чистая прибыль, руб.	0	669198	669198	669198	669198
9	Чистый денежный поток (ЧДП), руб.	-1384995	685198	685198	685198	685198



Продолжение таблицы 59

10	Коэффициент дисконтирования (КД)	1	0,833	0,694	0,578	0,482
11	Чистый дисконтированный денежный поток (ЧДД), руб.	-138499	570769,9	475527,4	396044,4	330265,4
12	$\sum \text{ЧДД}$	1772607				
12	Итого NPV, руб.	387612				

Расчёт NPV позволяет судить о целесообразности инвестирования денежных средств. Если **NPV>0**, то проект оказывается эффективным, данный проект эффективен.

*Коэффициент дисконтирования* рассчитан по формуле:

$$КД = \frac{1}{(1 + i)^t}$$

где:  $i$  – ставка дисконтирования, 20 %;

$t$  – шаг расчета.

Таким образом, чистая текущая стоимость по проекту в целом составляет 387612 рублей, что позволяет судить об его эффективности.

**Индекс доходности (PI)** – показатель эффективности инвестиции, представляющий собой отношение дисконтированных доходов к размеру инвестиционного капитала. Данный показатель позволяет определить инвестиционную эффективность вложений в данный проект. Индекс доходности рассчитывается по формуле:

$$PI = \sum_{t=1}^n \frac{\text{ЧДП}_t}{(1+i)^t} / I_0$$

где: ЧДД - чистый денежный поток, руб.;

$I_0$  – начальный инвестиционный капитал, руб.

Таким образом PI для данного проекта составляет:

$$PI = \frac{1772607}{1384995} = 1,28$$

Так как  $PI>1$ , то проект является эффективным.

*Внутренняя ставка доходности (IRR).* Значение ставки, при которой обращается в нуль, носит название «внутренней ставки доходности» или IRR. Формальное определение «внутренней ставки доходности» заключается в том, что это та ставка дисконтирования, при которой суммы дисконтированных притоков денежных средств равны сумме дисконтированных оттоков или =0. По разности между IRR и ставкой дисконтирования  $i$  можно судить о запасе экономической прочности инвестиционного проекта. Чем ближе IRR к ставке дисконтирования  $i$ , тем больше риск от инвестирования в данный проект.

Между чистой текущей стоимостью (NPV) и ставкой дисконтирования ( $i$ ) существует обратная зависимость. Эта зависимость представлена в таблице 60 и на рисунке 19.

Таблица 60 – Зависимость NPV от ставки дисконтирования

№	Наименование показателя	0	1	2	3	4	NPV, руб.
1	Чистые денежные потоки, руб.	-1384995	685198	685198	685198	685198	
2	Коэффициент дисконтирования						
	0,1	1	0,909	0,826	0,751	0,683	
	0,2	1	0,833	0,694	0,578	0,482	
	0,3	1	0,769	0,592	0,455	0,350	
	0,4	1	0,714	0,510	0,364	0,260	
	0,5	1	0,667	0,444	0,295	0,198	
	0,6	1	0,625	0,390	0,244	0,153	
	0,7	1	0,588	0,335	0,203	0,112	
	0,8	1	0,556	0,309	0,171	0,095	
	0,9	1	0,526	0,277	0,146	0,077	
	1	1	0,500	0,250	0,125	0,062	
3	Дисконтированный денежный поток, руб.						
	0,1	-1384995	622845,0	565973,5	514583,7	467990,2	786397,5
	0,2	-1384995	570769,9	475527,4	396044,4	330265,4	387612,2
	0,3	-1384995	526917,3	405637,2	311765,1	239819,3	99143,9
	0,4	-1384995	489231,4	349451,0	249412,1	178151,5	-118749,1
	0,5	-1384995	457027,1	304227,9	202133,4	135669,2	-285937,4
	0,6	-1384995	428248,8	267227,2	167188,3	104835,3	-417495,4
	0,7	-1384995	402896,4	229541,3	139095,2	76742,2	-536719,9
	0,8	-1384995	380970,1	211726,2	117168,9	65093,8	-610036,1
	0,9	-1384995	360414,1	189799,8	100038,9	52760,2	-681981,9
	1,0	-1384995	342599,0	171299,5	85649,8	42482,3	-742964,5

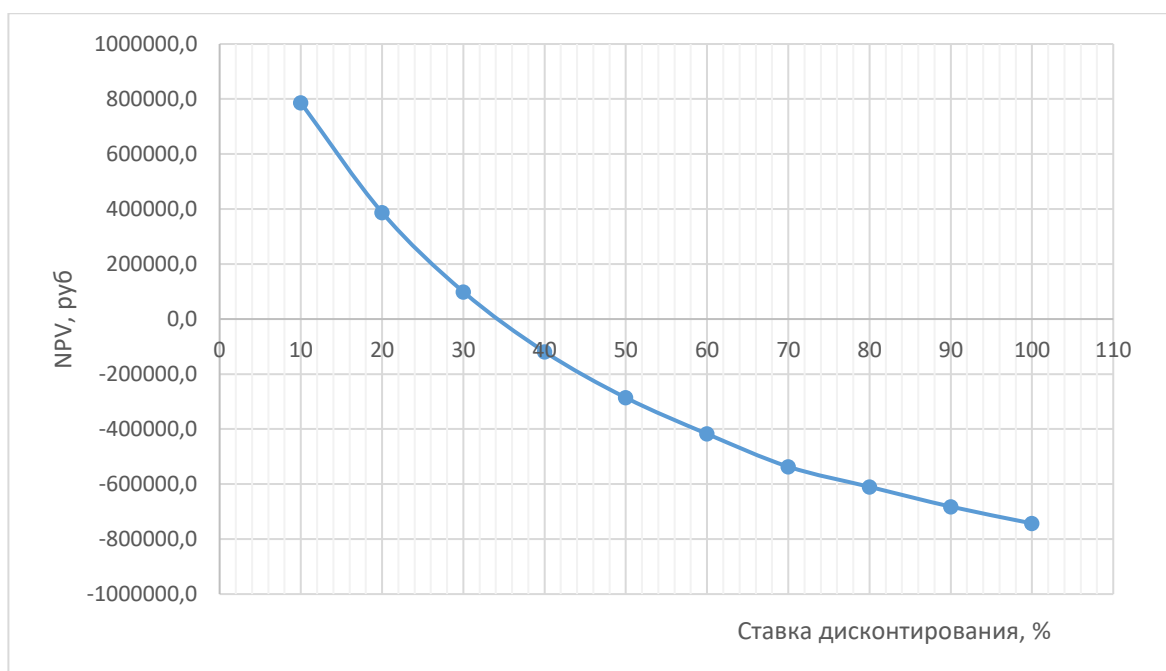


Рисунок 19 – Зависимость NPV от ставки дисконтирования

Из таблицы и графика следует, что по мере роста ставки дисконтирования чистая текущая стоимость уменьшается, становясь отрицательной. Значение ставки, при которой NPV обращается в нуль, носит название «внутренней ставки доходности» или «внутренней нормы прибыли». Из графика получаем, что IRR составляет 0,34.

Запас экономической прочности проекта:  $34 - 20 = 14 \%$

*Дисконтированный срок окупаемости.* Как отмечалось ранее, одним из недостатков показателя простого срока окупаемости является игнорирование в процессе его расчета разной ценности денег во времени.

Этот недостаток устраняется путем определения дисконтированного срока окупаемости. То есть это время, за которое денежные средства должны совершить оборот.

Наиболее приемлемым методом установления дисконтированного срока окупаемости является расчет кумулятивного (нарастающим итогом) денежного потока (таблица 61).

Таблица 61 – Дисконтированный срок окупаемости

№	Наименование показателя	Шаг расчета				
		0	1	2	3	4
1	Дисконтированный чистый денежный поток ( $i=0,20$ ), руб.	-1384995	570769,9	475527,4	396044,4	330265,4
2	То же нарастающим итогом, руб.	-1384995	-814225,1	-338697,7	57346,8	387612,2
3	Дисконтированный срок окупаемости	$PP_{дск} = 2 + (338697,7 / 396044,4) = 2,9$ года				

Социальная эффективность научного проекта учитывает социально-экономические последствия осуществления научного проекта для общества в целом или отдельных категорий населения или групп лиц, в том числе как непосредственные результаты проекта, так и «внешние» результаты в смежных секторах экономики: социальные, экологические и иные внеэкономические эффекты (таблица 62).

Таблица 62 – Критерии социальной эффективности

ДО	ПОСЛЕ
Недостаток данных об эффективности методов снижения содержания бензола в зависимости от группового состава сырья	Получены закономерности, учитывающие влияние группового состава сырья риформинга на выбор наиболее эффективный способ снижения бензола
Недостаток данных о сроке службы катализаторов риформинга без и с применением технологий снижения бензола	Получены зависимости, отражающие работу катализатора и срок его службы в зависимости от выбора технологии снижения бензола

#### 4.8.2 Оценка сравнительной эффективности исследования

Интегральный финансовый показатель разработки определяется как:

$$I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i} = \frac{\Phi_{pi}}{\Phi_{\text{max}}},$$

где  $I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i}$  – интегральный финансовый показатель разработки;

$\Phi_{pi}$  – стоимость  $i$ -го варианта исполнения;

$\Phi_{\max}$  – максимальная стоимость исполнения научно- исследовательского проекта (в т.ч. аналоги).

Интегральный показатель ресурсоэффективности вариантов исполнения объекта исследования можно определить следующим образом:

$$I_{pi} = \sum a_i \cdot b_i,$$

где  $I_{pi}$  – интегральный показатель ресурсоэффективности для  $i$ -го варианта исполнения разработки;

$a_i$  – весовой коэффициент  $i$ -го варианта исполнения разработки;

$b_i^a, b_i^p$  – бальная оценка  $i$ -го варианта исполнения разработки, устанавливается экспертным путем по выбранной шкале оценивания;

$n$  – число параметров сравнения.

Расчет интегрального показателя ресурсоэффективности представлен в таблице 63.

Таблица 63 – Сравнительная оценка характеристик вариантов исполнения проекта

Критерии	Объект исследования			
	Весовой коэффициент параметра	Данный проект	Аналог 1	Аналог 2
1. Повышение производительности труда	0,1	4	5	5
2. Функциональная мощность (предоставляемые возможности)	0,2	3	4	5
3. Цена	0,25	5	3	2
4. Энерго- и ресурсосбережение	0,15	5	5	3
5. Простота эксплуатации	0,15	4	4	4
6. Надежность	0,15	4	4	5
Итого	1	4,2	4	3,8

$$I_{p-\text{дан. проект}} = 0,1 \cdot 4 + 0,2 \cdot 3 + 0,15 \cdot 5 + 0,25 \cdot 5 + 0,15 \cdot 4 + 0,15 \cdot 4 = 4,2;$$

$$I_{p-\text{аналог 1}} = 0,1 \cdot 5 + 0,2 \cdot 4 + 0,25 \cdot 3 + 0,15 \cdot 5 + 0,15 \cdot 4 + 0,15 \cdot 4 = 4;$$

$$I_{p-\text{аналог 2}} = 0,1 \cdot 5 + 0,2 \cdot 5 + 0,25 \cdot 2 + 0,15 \cdot 3 + 0,15 \cdot 3 + 0,15 \cdot 5 = 3,8;$$

Интегральный показатель эффективности вариантов исполнения разработки ( $I_{\text{исп.}i}$ ) определяется на основании интегрального показателя ресурсоэффективности и интегрального финансового показателя по формуле:

$$I_{\text{исп.}1} = \frac{I_{\text{р-исп1}}}{I_{\text{финр}}}, \quad I_{\text{исп.}2} = \frac{I_{\text{р-исп2}}}{I_{\text{финр}}}.$$

Сравнение интегрального показателя эффективности вариантов исполнения разработки позволит определить сравнительную эффективность проекта (см. таблицу 64) и выбрать наиболее целесообразный вариант из предложенных. Сравнительная эффективность проекта ( $\mathcal{E}_{\text{ср}}$ ):

$$\mathcal{E}_{\text{ср}} = \frac{I_{\text{исп.}1}}{I_{\text{исп.}2}},$$

Таблица 64 – Сравнительная эффективность разработки

№ п/п	Показатели	Данный проект	Аналог 1	Аналог 2
1	Интегральный финансовый показатель разработки	0,43	0,61	1,00
2	Интегральный показатель ресурсоэффективности разработки	4,20	4,00	3,8
3	Интегральный показатель эффективности	9,8	6,6	3,8
4	Сравнительная эффективность вариантов исполнения	1,00	0,67	0,39

Выводы: В ходе данной работы была проведена оценка коммерческой ценности разработки. Основными потребителями являются заводы по переработке нефти и газа, такие как АО «Ачинский НПЗ ВНК».

В ходе SWOT-анализа были выявлены слабые места проекта, а также возможные угрозы, связанные с его реализацией. Для них были найдены решения на основе сильных сторон и возможностей для научно-исследовательского проекта. Основными задачами являются: улучшение полученной модели, а также разработка оптимального пути продвижения продукта на рынок.

В процессе формирования бюджета НТИ были рассчитаны основные затраты. Необходимый бюджет для реализации научно-технического исследования составил 1384995 руб. Также определена чистая текущая стоимость, (NPV), равная 387612 руб.; индекс доходности  $PI = 1,28$ , внутренняя ставка доходности  $IRR = 34 \%$ , срок окупаемости  $PP_{дск} = 2,9$  года.

Заключительным этапом было определение эффективности проекта. На основании таблицы 64 можно сделать вывод, что полученный в ходе вариант решения является оптимальным как с финансовой стороны, так и с позиции ресурсной эффективности.

## Заключение

В данной работе была исследована установка каталитического риформинга и пути её модернизации для производства риформата с улучшенными экологическими характеристиками.

С помощью компьютерной моделирующей программы «Activ» были подобраны кинетические параметры для катализатора RG – 682 на установке каталитического риформинга ЛК – 6У ТОО. Полученные результаты позволят проводить расчеты при любых изменениях в технологии процесса риформинга, выбирать катализатор с учетом требуемых показателей качества риформата, а также прогнозировать изменение интересующих параметров в зависимости от состава сырья и технологических условий.

Также были исследованы две технологии снижения бензола в составе риформата, для каждой были разработаны имитационные модели в среде UniSim Design и определены оптимальные параметры ведения процесса для минимизации содержания нежелательного компонента.

Технология предфракционирования сырья показала высокую эффективность в увеличении продолжительности межрегенерационного периода катализатора. Доказано, что при использовании подготовленного сырья отложения кокса на катализаторе снижаются на 11 %. Активность катализатора вследствие меньшего закоксовывания к концу исследуемого периода выше на 12 %, чем при работе на неподготовленном сырье. В результате и общее повышение температуры в процессе риформинга ниже на 3 °С.

Использование только предварительного извлечения бензола и бензолобразующих компонентов из сырья риформинга не гарантирует получение риформата допустимого качества, так как в среднем содержание бензола уменьшается на 70 %. Поэтому данный метод должен сочетаться с удалением бензола из катализата риформинга.

Технология постфракционирования эффективна как при минимально, так и максимально возможном содержании бензола в риформате со степенью



извлечения выше 99 %. При использовании данной технологии в качестве продукта выступает не только отбензоленный стабильный катализат, но и фракция 60 – 90 °С с высоким (до 30 % масс.) содержанием бензола, потенциал переработки которой достаточно велик.

За счет постфракционирования катализата риформинга увеличивается октановое число продукта до 96-98 пунктов, а содержание бензола снижается до 0,02 % об. Однако наряду с этим увеличивается содержание ароматических углеводородов, что ограничивает полноценное вовлечение отбензоленного риформата в производство автомобильных бензинов. Кроме этого извлечение бензолсодержащей фракции снижает производительность по отбензоленному риформату на 15 %, однако это не оказывает большого влияния на объем выпуска высокооктановых бензинов. Снижение производительности после фракционирования нивелируется улучшенными характеристиками риформата по бензолу и большим вовлечением его в процесс компаундирования.

Анализ рецептур бензинов марок АИ-92 и АИ-95 при использовании риформата с блока постфракционирования показал, что вовлечение данных потоков в компаундирование находится в интервале от 30 до 45 % масс., при этом содержание дорогостоящих компонентов снижается.

На основании полученных результатов появляется возможность выбора оптимального способа ведения процесса для каждого конкретного производства.

Также, для данной работы была проведена оценка коммерческой ценности. Основными потребителями являются заводы по переработке нефти и газа. Была проведена оценка коммерческой ценности разработки, определены основные потребители, также выявлены слабые места проекта и возможные угрозы, связанные с его реализацией. Для них были найдены решения на основании сильных сторон проекта и возможностей. Было проведено планирование научно-исследовательских работ.

В процессе формирования бюджета НТИ были рассчитаны основные затраты. Необходимый бюджет для реализации научно-технического исследования составил 1384995 руб. Также определена чистая текущая

стоимость, (NPV), равная 387612 руб.; индекс доходности  $PI = 1,28$ , внутренняя ставка доходности  $IRR = 34 \%$ , срок окупаемости  $PP_{дск} = 2,9$  года. Определение эффективности показало, что полученный вариант решения является оптимальным как с финансовой стороны, так и с позиции ресурсной эффективности.

В разделе социальной ответственности был проведен анализ разработки с точки зрения социальной ответственности за моральные, общественные, экономические, экологические возможные негативные последствия и ущерб здоровью человека. Рассмотрены специальные правовые нормы трудового законодательства. Также был проведен расчет искусственного освещения на рабочем месте исследователя и были выявлены основные источники загрязнения атмосферы, гидросферы, литосферы и предложены решения по обеспечению экологической безопасности.

## Список использованных источников

1. Ахметов С.А. Технология переработки нефти и газа: Учебное пособие для вузов / С.А. Ахметов. – Уфа: Гилем, 2012. 672 с.
2. Кузьмина Р.И. (ред.) Каталитический риформинг углеводородов [Электронный ресурс] / Р.И. Кузьмина. – Саратов: Издательство СЮИ МВД России, 2010. – 252.
3. Технологический регламент ТОО «ПНХЗ» комбинированной установки ЛК - 6УС ТОО «ПНХЗ». Секция 200 – Каталитический риформинг. № П1-02.02 СП-301 ТР-1-2-13.
4. Мейерс Р.А. (ред.) Основные процессы нефтепереработки. Справочник: пер. с англ. 3-го изд. [Электронный ресурс] / Р.А. Мейерс и др. – СПб.: ЦОП «Профессия», 2011. – 944 с.
5. Солодова Н.Л. Каталитический риформинг: учебное пособие [Электронный ресурс] / Н.Л. Солодова, А.И. Абдуллин, Е.А. Емельянычева. – Казань: Изд-во КНИТУ, 2016. – 96 с.
6. Кондрашева Н.К. (ред.) Технологические расчеты и теория каталитического риформинга бензина: Учебное пособие / Н.К. Кондрашева, Д.О. Кондрашев, К.Г. Абдульминев. – Уфа: ООО «Монография», 2008. – 160 с.
7. Abdullah M. Catalytic Naphtha Reforming: Encyclopedia of Chemical Processing [Электронный ресурс] / Abdullah M. Aitani. – New York: Taylor and Francis, 2007. – С. 397-406.
8. James G. Speight The Refinery of the Future [Электронный ресурс] / Publishing is an imprint of Elsevier, 2011. – 416 с.
9. Кирьянов Д.И. Современное состояние процесса каталитического риформинга бензиновых фракций. Опыт производства и промышленной эксплуатации катализаторов риформинга серии ПР [Электронный ресурс] / Д.И. Кирьянов, М.Д. Смоликов, В.В. Пашков, А.Г. Проскура, Е.В. Затолкина, И.Е. Удрас, А.С. Белый // Российский хим. журн. – 2007. - № 4. – С. 60-68.

10. Гуреев А.А. Производство высокооктановых бензинов [Электронный ресурс] / А.А. Гуреев, Ю.М. Жоров, Е.В. Смирдович. – М.: Химия, 1981. – 224 с.
11. Бесков В.С. Общая химическая технология и основы промышленной экологии: Учебник для вузов / В.С. Бесков, В.С. Сафторонов. – М.: Химия, 1999. – 472 с.
12. Магарил, Р.З. Теоретические основы химических процессов переработки нефти [Электронный ресурс] / Р.З. Магарил. – М.: Химия, 1976. – 311 с.
13. Маслянский Г.Н. Каталитический риформинг бензинов. Химия и технология / Г.Н. Маслянский, Р.Н. Шапиро. –Л.: Химия, 1985.-213 с.
14. Corma A. Zeolites in Oil Refining and Petrochemistry [Электронный ресурс] / Corma A., Derouane E.G., Lemos F., Naccache C., Ribeiro F.R. [Электронный ресурс] // Zeolite Microporous Solids: Synthesis, Structure, and Reactivity. NATO ASI Series (Series C: Mathematical and Physical Sciences). – 1992. – № 352. – С. 373-463.
15. Pieck CL, Sad MR, Parera JM. Chlorination of Pt–Re/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> during naphtha reforming [Электронный ресурс] // J Chem Tech Biotechnol 1996;67:61–6.
16. V.A. Mazzieri, C.L. Pieck, C.R. Vera, J.C. Yori, J.M. Grau Effect of Ge content on the metal and acid properties of Pt-Re-Ge/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>-Cl catalysts for naphtha reforming [Электронный ресурс] // Applied Catalysis A: General 353 (2009) 93–100.
17. Borgna A, Garetto TF, Apesteguia CR, Moraweck B. Formation of bimetallic alloys in naphtha reforming Pt–Ge/ Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalysts: an EXAFS study [Электронный ресурс] // Appl Catal A 1999;182:189–97.
18. Vanina A. Mazzieri, Javier M. Grau, Carlos R. Vera, Juan C. Yori, Jose´ M. Parera, Carlos L. Pieck Role of Sn in Pt–Re–Sn/ Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>–Cl catalysts for naphtha reforming [Электронный ресурс] // Catalysis Today 107–108 (2005) 643–650.
19. L.S. Carvalho, C.L. Pieck, M.C. Rangel, N.S. Figoli, C.R. Vera, J.M. Parera Trimetallic naphtha reforming catalysts II. Properties of the acid function and influence of the order of addition of the metallic precursors on Pt-Re-Sn/ Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>-Cl [Электронный ресурс] // Applied Catalysis A: General 269 (2004) 105–116.

20. Luciene S. Carvalho, Karla C.S. Conceição, Vanina A. Mazzieri, Patricio Reyesd, Carlos L. Pieckc, Maria do Carmo Rangel Pt–Re–Ge/ Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalysts for n-octane reforming: Influence of the order of addition of the metal precursors [Электронный ресурс] // Applied Catalysis A: General 419– 420 (2012) 156– 163.
21. Viswanadham N, Kamble R, Sharma A, Kumar M, Saxena AK. Effect of Re on product yields and deactivation patterns of naphtha reforming catalyst [Электронный ресурс] // J Mol Catal A: Chem 2008;282:74–9.
22. Boutzeloit M, Benitez VM, Mazzieri VA, Especel C, Epron F, Vera CR, et al. Effect of the method of addition of Ge on the catalytic properties of Pt–Re/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> and Pt–Ir/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> naphtha reforming catalysts [Электронный ресурс] // Catal Commun 2006;7:627 32.
23. Epron F, Carnevillier C, Marécot P. Catalytic properties in n-heptane reforming of Pt–Sn and Pt–Ir–Sn/ Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalysts prepared by surface redox reaction [Электронный ресурс] // Appl Catal A Gen 2005;295:157–69.
24. Мартынов В.Л., Луцкий Д.С., Безматерных А. Применение полиметаллических модифицированных катализаторов в процессе каталитического риформинга. Современная техника и технологии, №5, 2015.
25. Смидович Е.В. Технология переработки нефти и газа [Электронный ресурс] / Е.В. Смидович. – Ч.2. – М.: Химия, 1968. – 375 с.
26. Лич Б. (ред.) Катализ в промышленности: пер. с англ. [Электронный ресурс] / Б. Лич, Ю. Сандерс, Э. Шлоссмахер. – М.: Мир, 1986.
27. Мухлецов И.П. Технология катализаторов / И.П. Мухленов, Е.И. Добкина, В.И. Дерюжкина, В.Е. Сороко. – СПб.: Химия, 1979. – 328 с.
28. Колесников И.М. Катализ в нефтегазовой области: Учебное пособие [Электронный ресурс] / И.М. Колесников. – М.: Издательский центр РГУ нефти и газа имени И.М. Губкина, 2013. – 484 с. Т.1: Катализ в промышленности. – 312 с.
29. Mohamed A. Fahim, Taher A. Al-Sahhaf, Amal Elkilani Fundamentals of Petroleum Refining [Электронный ресурс]. – Elsevier, 2010. – 493с.

30. Uttam Ray Chaudhuri Fundamentals of Petroleum and Petrochemical Engineering [Электронный ресурс]. – CRC Press Taylor and Francis Group, 2011. – 380 с.
31. David S. J. «Stan» Jones, Peter R. Pujado Handbook of Petroleum Processing [Электронный ресурс]. – Springer, 2006. – 1356 с.
32. James G. Speight The Chemistry and Technology of Petroleum [Электронный ресурс]. - CRC Press Taylor and Francis Group, 2006. – 955 с.
33. Владимирова А.И. Установки каталитического риформинга [Электронный ресурс]. – М.: Нефть и газ, 1993. – 60 с.
34. Ластовкин Г.А. (ред.). Промышленные установки каталитического риформинга / Г.А. Ластовкин. – П.: Химия, 1984. – 231 с.
35. Davood Iranshahia, Ahmad Golrokha, Ehsan Pourazadib, Samrand Saeidic, Fausto Gallucci Progress in spherical packed-bed reactors: Opportunities for refineries and chemical industries [Электронный ресурс] // Chemical Engineering & Processing: Process Intensification 132 (2018) 16–24.
36. M.R. Rahimpour Enhancement of hydrogen production in a novel fluidized-bed membrane reactor for naphtha reforming [Электронный ресурс] // International journal of hydrogen energy 34 (2009) 2235 – 2251.
37. Khosravanipour Mostafazadeh A, Rahimpour MR. A membrane catalytic bed concept for naphtha reforming in the presence of catalyst deactivation [Электронный ресурс] // Chem Eng Process Process Intensification 2009;48:683–94.
38. Iranshahi D, Pourazadi E, Paymooni K, Rahimpour MR. Utilizing DE optimization approach to boost hydrogen and octane number in a novel radial-flow assisted membrane naphtha reactor [Электронный ресурс] // Chem Eng Sci 2012;68:236–49.
39. Iranshahi D, Pourazadi E, Paymooni K, Rahimpour MR, Jahanmiri A, Moghtaderi B. A dynamic membrane reactor concept for naphtha reforming, considering radial-flow patterns for both sweeping gas and reacting materials [Электронный ресурс] // Chem Eng J 2011;178:264–75.

40. Jorge Ancheyta Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining [Электронный ресурс]. – A John Wiley & Sons, 2011. – 525 с.
41. Babaqi S. Badiea, Takriff S. Mohd, Kamarudin S.K., Ali Othman Nur Tantiyani, Muneer Othman, Ba-Abbad Muneer / Comparison of Catalytic Reforming Processes for Process Integration Opportunities: Brief Review [Электронный ресурс] // International Journal of Applied Engineering Research. – 2016. – № 11. – С. 9984-9989.
42. Кравцов А.В. Компьютерное прогнозирование работы промышленных катализаторов процессов риформинга и изомеризации углеводородов бензиновой фракции: учебное пособие [Электронный ресурс] / А.В. Кравцов, Э.Д. Иванчина, Е.С. Шарова, Н.В. Чеканцев, Д.С. Полубоярцев; Томский политехнический университет. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2010. – 129 с.
43. Emilia D. Ivanchina, Ekaterina S. Sharova, Inna V. Yakupova. Mathematical modelling method application for optimisation of catalytic reforming process [Электронный ресурс] // Procedia Chemistry 10 (2014) 197 – 202.
44. Zagoruiko A.N. Unsteady-state kinetic simulation of naphtha reforming and coke combustion processes in the fixed and moving catalyst beds [Электронный ресурс] / A.N. Zagoruiko, A.S. Belyi, M.D. Smolikov, A.S. Noskov // Catalysis Today, 2013.
45. Загоруйко А. Н. Математическое моделирование каталитических процессов нефтепереработки на основе термодинамически содержательных кинетических моделей [Электронный ресурс] / А.Н. Загоруйко, А.С. Носков // Новосибирск : Ин-т катализа СО РАН, 2014. – С. 55–56.
46. Palmer E.R. и др. Варианты снижения бензола в бензине / E.R.Palmer, S.H. Cao, C.S. Tu // Нефтегазовые технологии.
47. Ректификация - основной метод отбензоливания катализата риформинга [Текст] / Д. А. Луканов [и др.] // Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. - 2013. - № 4. - С. 3-8

48. ТР ТС 013/2011 Технический регламент Таможенного союза «О требованиях к автомобильному и авиационному бензину, дизельному и судовому топливу, топливу для реактивных двигателей и мазуту» (с изменениями на 19 декабря 2019 года).

49. ГОСТ 32513-2013 «Топлива моторные. Бензин неэтилированный. Технические условия».

50. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение: учебно-методическое пособие [Электронный ресурс] / Н.А. Гаврикова, И.Г. Видяев, Г.Н. Серикова; Томский политехнический университет. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета. – 2014. – 73 с.

51. Трудовой кодекс Российской Федерации" от 30.12.2001 N 197-ФЗ (ред. от 20.04.2021).

52. Охрана труда // НГСП – информ, 2018. - № 6(237). – 64 с.

53. Федеральный закон Российской Федерации от 28 декабря 2-10 г. N 426 – ФЗ «О специальной оценке условий труда» (ред. от 30.12.2020).

54. ГОСТ Р ИСО 6385-2016. Эргономика. Применение эргономических принципов при проектировании производственных систем.

55. ГОСТ Р ИСО 14738-2007. Безопасность машин. Антропометрические требования при проектировании рабочих мест машин.

56. ГОСТ 22269-76 Система «Человек-машина». Рабочее место оператора. Взаимное расположение элементов рабочего места. Общие эргономические требования.

57. ГОСТ 21889-76 Система «Человек-машина». Кресло человека-оператора. Общие эргономические требования.

58. ГОСТ Р ИСО 9355-1-2009. Эргономические требования к проектированию дисплеев и механизмов управления. Часть 1. Взаимодействие с человеком.

59. ГОСТ 12.2.032-78. Рабочее место при выполнении работ сидя. Общие эргономические требования.



60. Приказ Федеральной службы по экологическому, технологическому и атомному надзору от 15.12.2020 № 536 «Об утверждении федеральных норм и правил в области промышленной безопасности «Правила промышленной безопасности при использовании оборудования, работающего под избыточным давлением».

61. СН 2.2.4/2.1.8.562-96 Шум на рабочих местах, в помещениях жилых, общественных зданий и на территории жилой застройки. Санитарные нормы.

62. ГОСТ 12.1.007-76 ССБТ. Вредные вещества. Классификация и общие требования безопасности.

63. ГОСТ Р 55710-2013 Освещение рабочих мест внутри зданий. Нормы и методы измерений.

64. ГОСТ 12.1.005-88 Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны (с Изменением N 1).

65. СанПиН 2.2.4.548-96 Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений.

66. ГОСТ 12.1.010-76 ССБТ. Взрывобезопасность. Общие требования (с Изменением N 1).

67. ГОСТ 12.1.019-2017 Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Электробезопасность. Общие требования и номенклатура видов защиты (с Поправкой).

68. ГОСТ 12.4.011-89 Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Средства защиты работающих. Общие требования и классификация..

69. СанПиН 2.2.1/2.1.1.1200-03 «Санитарно-защитные зоны и санитарная классификация предприятий, сооружений и иных объектов» (с изменениями на 25 апреля 2014 года).

70. СанПиН 1.2.3685-21 Гигиенические нормативы и требования к обеспечению безопасности и (или) безвредности для человека факторов среды обитания.

71. ГОСТ 17.1.3.13–86. Охрана природы. Гидросфера. Общие требования к охране поверхностных вод от загрязнений.
72. ГОСТ Р 22.9.22. – 2014. Безопасность в чрезвычайных ситуациях. Аварийно-спасательные средства. Классификация.
73. Speight, J.G. The chemistry and technology of petroleum / James G. Speight: CRC Press, 2006.
74. Mohamed, A.F., Taher, A.A., Elkilani, A. Fundamentals of Petroleum Refining: Oxford: Elsevier, 2010.
75. Jones, D.S., Pujadó, P.R. Handbook of petroleum processing: Springer Science & Business Media, 2006.
76. Encyclopedia of Chemical Processing, Sunggyu Lee, Taylor & Francis, 2006.
77. Badiea, S.B., Mohd, S. T., Siti, K. K., Nur, T. Ali Othman, Ba-Abbad Muneer, M. Comparison of catalytic reforming processes for process integration opportunities: Brief review // International Journal of Applied Engineering Research, 2016, pp. 9984-9989.
78. Meyers, R. A. Handbook of petroleum refining processes, McGraw-Hill, New York, 2004.
79. George, J. A., Abdullah, M. A. Catalytic naphtha reforming, Marcel Dekker, New York, 2004.

**Приложение А**  
(справочное)

**Catalytic naphtha reforming**

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ92	Давыденко Марина Анатольевна		

Руководитель ВКР

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ, ИШПР	Чузлов Вячеслав Алексеевич	к.т.н.		

Консультант-лингвист отделения иностранных языков ШБИП

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОИЯ, ШБИП	Терре Дина Анатольевна	к.ф.н.		

## Introduction

The catalytic reforming process was developed in the mid-twentieth century and showed phenomenal growth between 1953 and 1959. It is an important process in refining industry that produce high-octane components of gasoline.

The process aims to upgrade low-octane-number straight-run naphtha to high-octane motor fuels. Besides, reforming is the great source of other components, such as chemical-grade hydrogen, light gas, and liquefied petroleum gas (LPG) and light aromatic hydrocarbons: benzene, toluene, xylene (BTX).

The main goals of reforming are as follows:

- increasing the octane number of gasoline to produce unleaded high-octane gasoline;
- production of aromatic hydrocarbons;
- production of hydrogen-containing gas for other processes at the refinery.

Octane numbers of straight-run naphtha vary between 45 and 55 points because of high content of paraffins and naphthenes. The octane number of the reformate produced in industrial plants using modern high-efficiency catalysts can reach about 98-100 points.

Catalytic reforming is a highly endothermic process requiring large amounts of energy. A schematic presentation of the feedstock, products and process condition is shown in Figure 1.

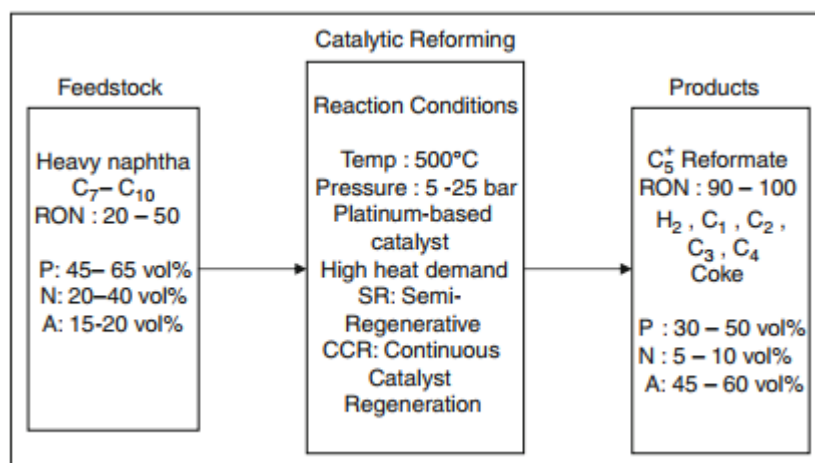


Figure 1 – Catalytic reforming process [72]

The process can be operated in two modes: a high severity mode to produce mainly aromatics (80–90 vol. %) and a middle severity mode to produce high octane gasoline (70 % aromatics content) [72].

### **1. Feedstock**

The catalytic reforming is applied to different types of fuels, including gasoline fractions from secondary processing, such as coking, catalytic cracking, hydrocracking, thermal cracking, visbreaking.

For catalytic reforming, the raw material is straight-run fractions with a boiling range of 60–63 °C. Lighter fractions are not used, since they do not contain C<sub>6</sub>+ and they can also cause excessive gas formation. As a rule, fractions with boiling range of 85 – 180 °C are typical in reforming. It is not recommended to increase the boiling point, as this contributes to greater coke formation. At the same time, an increase in the boiling point raises the yield of gasoline due to the higher content of heavy naphthenes and paraffins, which are easier to convert into aromatics. However, fractions with a boiling range of 105 or 140 °C are used when light fractions (62 – 105 °C, 105 – 140 °C) are used for the production of individual aromatic hydrocarbons (BTX).

Initial composition of reforming feedstock is also of a great importance. Aromatic hydrocarbons pass through the unit essentially unchanged. Naphthenes react relatively easily and are highly selective to aromatic compounds. Paraffin compounds are the most difficult to convert, and the relative severity of the reforming operation is determined by the level of paraffin conversion required. Low severity (low-octane) operations require little paraffin conversion, but higher-severity operations require a significant degree of conversion.

Two types of naphtha are distinguished such as lean (low naphthene and aromatic content) and rich (high naphthene and aromatic content). The difference between these types in reforming process is shown in figure 2.

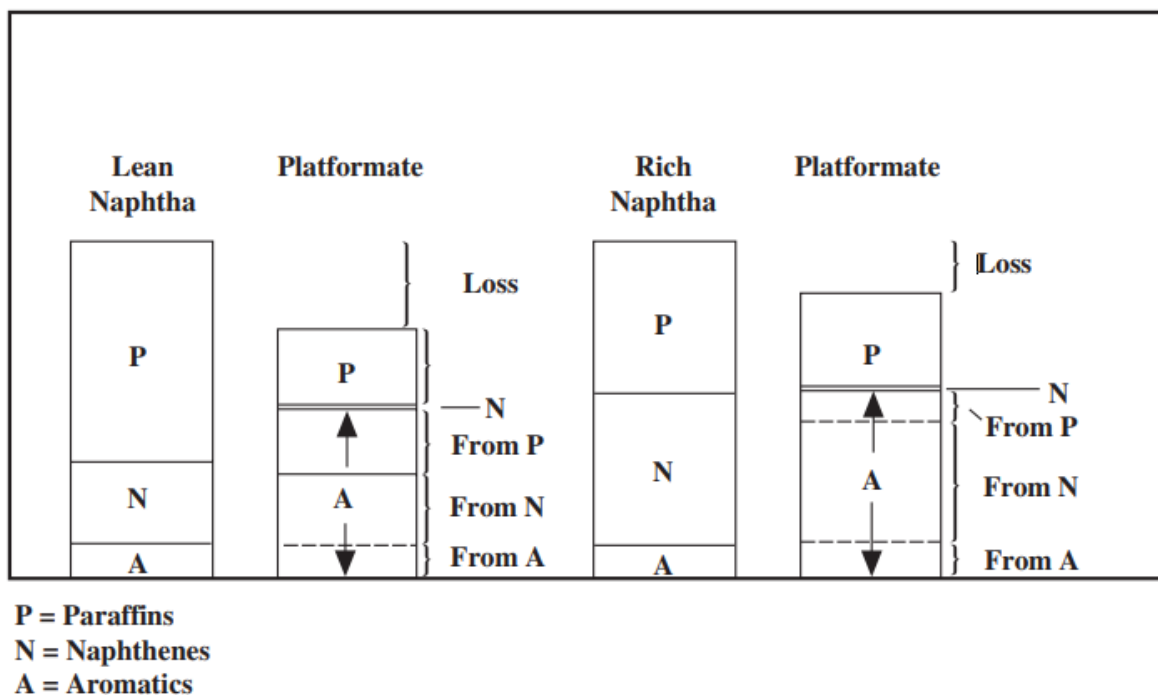


Figure 2 – Typical conversion of lean and rich naphthas [76]

As we can observe rich naphthas with a higher proportion of naphthenes, are easier to process in the reforming unit. A rich naphthenic charge produces a greater volumetric yield of reformate than does a lean charge.

## 2. Reactions

Several catalytic reactions take place during the naphtha reforming that involve the rearrangement of hydrocarbon molecules. Because naphtha contains many paraffin and naphthene isomers, multiple reforming reactions occur simultaneously in the reforming reactors. These reactions comprise the following [74]:

- Dehydrogenation and dehydroisomerization of naphthenes to aromatics.
- Aromatization of paraffins.
- Isomerization of normal paraffins and naphthenes.
- Hydrocracking of paraffins and naphthenes to lighter saturated paraffins.
- Dealkylation of aromatics.

### 2.1 Dehydrogenation of Naphthenes

The principal reforming reaction in producing an aromatic from a naphthene is the dehydrogenation of an alkylcyclohexane. This reaction takes place rapidly and proceeds essentially to completion. The reaction is highly endothermic, is favored by

high reaction temperature and low pressure, and is promoted by the metal function of the catalyst. Because this reaction proceeds rapidly and produces hydrogen as well as aromatics, naphthenes are the most desirable component in the reforming feedstock.

## **2.2 Isomerization of Paraffins and Naphthenes**

The isomerization of an alkylcyclopentane to an alkylcyclohexane must take place before an alkylcyclopentane can be converted to an aromatic. The reaction involves ring rearrangement, and thus ring opening can lead to paraffin formation [74]. The paraffin isomerization reaction occurs rapidly at commercial operating temperatures. Thermodynamic equilibrium, however, slightly favors the isomers that can be more highly branched. Because branched-chain isomers have a higher octane than straight-chain paraffins, this reaction improves product octane. Isomerization reactions are promoted by the acid function of the catalyst.

## **2.3 Dehydrocyclization of Paraffins**

The most-difficult reforming reaction to promote is the dehydrocyclization of paraffins. This reaction consists in molecular rearrangement of a paraffin to a naphthene. Paraffin cyclization becomes easier with increasing molecular weight of the paraffin because the probability of ring formation increases. Partially offsetting this effect is the greater likelihood of the heavy paraffins to hydrocrack. Dehydrocyclization is favored by low pressure and high temperature and requires both the metal and acid functions of the catalyst [76].

## **2.4 Hydrocracking and Dealkylation**

In addition to naphthene isomerization and paraffin cyclization reactions, the acid function catalyzes paraffin hydrocracking. Paraffin hydrocracking is favored by high temperature and high pressure. As paraffins crack and disappear from the gasoline boiling range, the remaining aromatics become concentrated in the product, thereby increasing product octane. However, hydrogen is consumed, and the net liquid product is reduced, making this reaction undesirable. Dealkylation of aromatics includes both making the alkyl group (a side chain on the aromatic ring) smaller and removing the alkyl group completely [76]. Examples are converting ethylbenzene to toluene and converting toluene to benzene, respectively. If the alkyl side chain is large enough, the

reaction is similar to paraffin cracking. Dealkylation is favored by high temperature and high pressure.

### 3. Process Classification

The reforming process is generally classified into three types [74]:

1. Cyclic (fully regenerative);
2. Continuous regenerative (moving bed);
3. Semiregenerative.

#### 3.1 Semi-Regenerative Catalytic Reformer Process (SRCRP)

Semi-regenerative catalytic reforming is the oldest reforming process. The schematic flow diagram of this process is shown in Figure 3. The name semi-regenerative comes from regeneration of the catalyst in the fixed bed reactors after shut down by burning off the carbon formed on the catalyst surface.

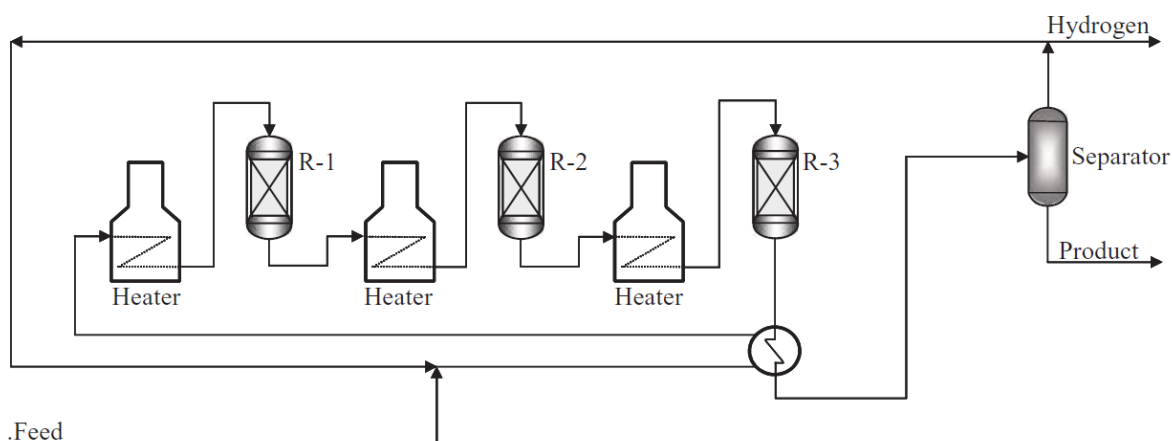


Figure 3 – Semi-regenerative fixed bed reforming process [75]

As shown in Figure 3, it has three or four reactors in series with a fixed-bed catalyst system, that require shutdown approximately once every six month to two years for in-situ regeneration of the catalyst. The catalyst activity decreases gradually due to the formation of coke and affects the yield of aromatics and the hydrogen by-product. In order to keep the reaction conversion relatively constant, the reactor temperature is raised as catalyst activity drop. To maximize the time between two regenerations intervals, these early units were operated at high pressures (200 to 300 psig) that help to reduce catalyst deactivation rate by coking [75].

This process can determine an octane number in range of 85-100, depending



on the feedstock, gasoline qualities, and required additives [75]. In SRCRP, the Pt–Re catalyst is usually used because it defines high tolerance to coke levels with simple regeneration process and allows for lower operating pressure.

### 3.2 Cyclic Regenerative Catalytic Reformer Process (CRCRP)

This type of reforming process is the least common for the production of high-octane gasoline (Figure 4). In addition to the main three reactors with a fixed catalyst bed, there is another reactor, which is used when the catalyst from any of the conventional reactors needs to be regenerated. The reactor with the regenerated catalyst then becomes a spare one. Thus, this process is characterized by continuous operation.

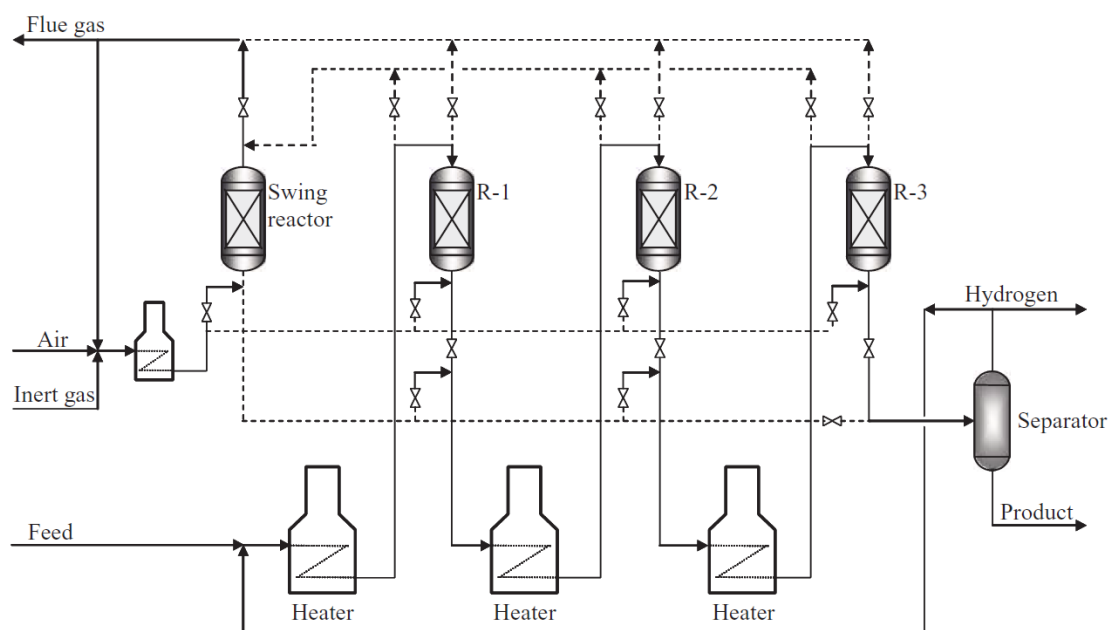


Figure 4 – Schematic diagram of CRCR [75]

Due to cyclic regeneration the reforming plant can operate under more severe conditions such as reduced pressure (about 1.5 MPa), feed of raw materials with a wide range of boiling points and a low frequency of circulation of hydrogen-containing gas.

The rates of coke deposition under such conditions are so high that the catalyst in individual reactors requires regeneration after just one week. Therefore, the average interval between two regenerations for each reactor is from several weeks to several months.

However, these conditions increase yields of reformate and hydrogen.

Furthermore, this configuration of the technological scheme allows to obtain a

reformate with a high octane number - from 100 to 104 points.

The advantage of this process is that the total activity of the catalyst, the degree of conversion, and the purity of hydrogen change significantly less over time than in a semi-regenerative process.

The main disadvantage of this type of catalytic reforming is the complex process of switching reactors, which requires high precautions. In addition, to make it possible to switch between the reactors, they must be of the same size.

### 3.3 Continuous Catalytic Regeneration Reformer Process (CCRRP)

CCRRP (Fig. 5) is the most modern process. The CCR process is characterized by high catalytic activity, reduced requirements for the catalyst, uniform reformate with a higher content of aromatic compounds and high purity of hydrogen. The process can achieve and surpass reforming severities as applied in the cyclic process but avoids the drawbacks of the cyclic process.

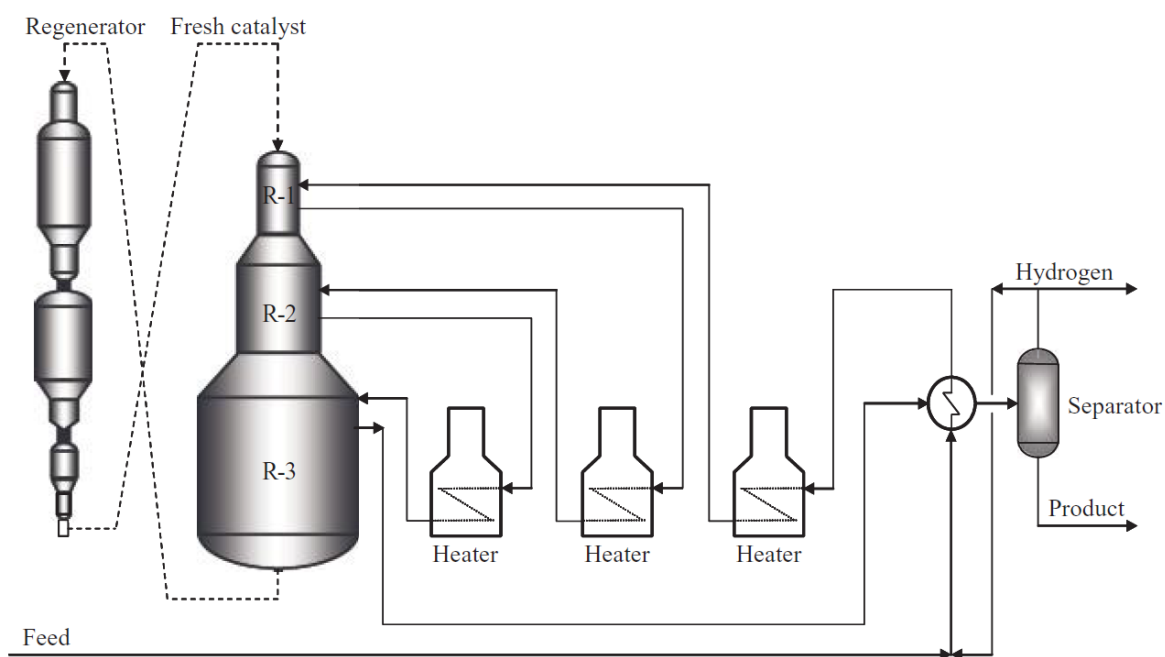


Figure 5 – Schematic diagram of CCRR [75]

In this type of process the reactors are configured side-by-side. The CCR unit uses a reactor stack. The reactors are stacked one on top of another to achieve a compact unit that minimizes plot area requirements. The catalyst flows gently downward from reactor to reactor due to gravity, and this flow simplifies catalyst transfer and

minimizes attrition. Catalyst transfer is greatly simplified in comparison to other reforming technologies, which employ side-by-side reactor configurations that require the catalyst to be pneumatically lifted from the bottom of each reactor to the top of the next reactor. In contrast, with the reactor stack, catalyst is lifted only twice during each cycle: from the bottom of the reactor stack to the top of the regenerator and then from the bottom of the regenerator back to the top of the reactor stack [76]. The catalyst transfer requires no operator intervention. Catalyst transfer rates have been designed from as low as 91 kg/h to as high as 2721 kg/h, depending on the capacity and the operating severity of the unit [76].

Operating pressures are in the 0.35 – 1.7 MPa range and design research octane number is in the 95–108 range [74].

#### **4. Catalysts**

Typical reforming catalysts are heterogeneous and composed of a base support material (usually  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) on which catalytically active metals are placed. The first catalysts were monometallic and used platinum as the sole metal. These catalysts were capable of producing high-octane products; however, because they quickly deactivated as a result of coke formation on the catalyst, they required higher-pressure, lower-octane reforming operations.

As refiners needed greater activity and stability to move to lower pressure and higher octane, UOP introduced bimetallic catalysts in 1968. These catalysts contained platinum and a second metal, rhenium, to meet increasing severity requirements. Catalyst metals are typically added at levels of less than 1 wt % of the catalyst by using techniques that ensure a high level of metal dispersion over the surface of the catalyst [4]. To develop the acid functionality of the catalyst, a promoter such as chloride or fluoride is added (0.1 – 1.0 wt %) [74]. Most catalyst development for semi-regenerative reforming has followed the path of maximizing the efficiency and balance of the metal and acid functionalities of the catalyst system.

Table 1 presents a short compilation of commercial reforming catalysts that are available by sale or license to refiners. The list provides information on catalyst supplier, catalyst type, and other selected catalyst properties.

Table 1 – List of commercial naphtha reforming catalysts [74]

Catalyst designation	Type	Application	Active agents on alumina
Axens			
AR-405, -501	Bimetallic spherical	Aromatic production	Pt–Sn
CR-201, -301, -401	Bimetallic	Continuous	Pt–Sn
RG-534	Bimetallic	Cyclic	Pt–Re
RG-492	Skewed bimetallic	Semiregenerative	Pt–Re
ExxonMobil Research & Engineering			
KX-120; KX-130	Multimetallic	Semiregenerative, cyclic	Pt-Re-Cl
KX-160,170	Multimetallic	Semiregenerative	Pt-Re-Cl
KX-190	Multimetallic	Cyclic	Pt-Sn
UOP			
R-50	Bimetallic	Semiregenerative	Pt-Re
R-55	Monometallic	Semiregenerative	Pt
R-232, -234	Low coke; bimetallic	Continuous	Pt-Re

## 5. Process Variables

The process variables are reactor pressure, reactor temperature, space velocity, hydrogen/hydrocarbon ( $H_2/HC$ ) molar ratio.

### Reactor pressure.

Reducing the pressure in the reactor leads to an increase in the selectivity of the process, as a result, the yield of hydrogen and reformat increases, and the yield of light hydrocarbons  $C_1-C_4$  decreases. The required reactor temperature is also reduced to achieve a consistent product quality.

However, when the pressure decreases, the period between regenerations of the catalyst is reduced, and the rate of coking and deactivation of the catalyst increases.

When the pressure increases, the content of unsaturated hydrocarbons in liquid products decreases, gas formation increases, and, consequently, reformat yields decreases.

### Reactor temperature.

Temperature is the most important variable in catalytic reforming, as product quality and yields are highly dependent on it. The average bed temperature and the

average inlet temperature are the two main parameters for expressing the average temperature of the reforming reactor. The average bed temperature represents the integrated temperature along the catalyst layer. Inlet temperature is calculated with the temperature at the inlet of each reactor.

Typically, SR reforming units have a temperature range of 490 to 525°C. CCR reforming units operate within the range of 525 to 540°C [76]. As the plant operates, the catalyst is deactivated, so the temperature at the reactor inlet is increased by 0.5-2.0 °C per month without compromising the quality of the product.

The rates of all hydrocarbon conversion reactions increase with increasing temperature, including the rates of hydrocracking reactions, which are undesirable in catalytic reforming, since they contribute to the coking of the catalyst. An increase in the rates of aromatization reactions of naphthenes and paraffins leads to an increase in the concentrations of aromatic hydrocarbons in the catalysate, as a result of which the octane number of the product increases [73]. Therefore, in order to obtain the high quality of the product and the desired yield, it is necessary to carefully control the hydrocracking and aromatization reactions. In this regard, the temperature of the reactor is constantly registering to control the degree of progress of each of these reactions.

### **Space velocity.**

Space velocity is defined as the amount of naphtha processed over a given amount of catalyst over a given length of time. The space velocity is an indication of the residence time of contact between reactants and catalyst. Space velocity together with reactor temperature determines the octane of the product. The greater the space velocity, the higher the temperature required to produce a given product octane. If a refiner wishes to increase the severity of a reformer operation, they can either increase the reactor temperature or lower the space velocity. A change in space velocity has a small impact on product yields when the reactor temperature is adjusted to maintain constant severity. Higher space velocities may lead to slightly higher yields as a result of less time available in the reactors for dealkylation reactions to take place [77]. This advantage is partially offset by the higher rate of hydrocracking reactions at higher

temperatures.

### **Hydrogen/hydrocarbon molar ratio**

The  $H_2/HC$  ratio is the ratio of moles of hydrogen in the recycle gas to moles of naphtha charged to the unit. Recycle hydrogen is necessary to maintain catalyst-life stability by sweeping reaction products from the catalyst. The rate of coke formation on the catalyst is a function of the hydrogen partial pressure. An increase in the  $H_2/HC$  ratio increases the linear velocity of the combined feed and supplies a greater heat sink for the endothermic heat of reaction [77]. Increasing the ratio also increases the hydrogen partial pressure and reduces the coking rate, thereby increasing catalyst stability with little effect on product quality or yields. Directionally, lower  $H_2/HC$  ratios provide higher  $C_{5+}$  and hydrogen yields, although this benefit is difficult to measure in commercially operating units.